بسم الله الرحمن الرحیم

حل تشریحی
مسائل راکتورهای شیمیایی

اکتاو - لون اشپیل

ویرایش سوم

(دوره کارشناسی ارشد و دکترا)

ترجمه و تألیف:

سیدهادی سیدین : کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، (جداسازی)

مهدی محامی : کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، (جداسازی)

سرشناسه: معاصی، مهدی، ۱۳۶۳ -
عنوان و نام پدیدآور: حل تشریحی مسایل راکتورهای شیمیایی/ ترجمه و تألیف مهدی معاصی، هادی سیدین.
مشخصات نشر: تهران: نوآور، ۱۳۸۹.
مشخصات ظاهری: ۱۴۴ص.: جدول، نمودار
شابک: ۹۷۸-۶۰۰-۵۵۱۴-۸۵-۸
وضعیت فهرست نویسی: فیپا
یادداشت: کتاب حاضر حل‌المسائل کتاب "طراحی راکتورهای شیمیایی Chemical reaction engineering, 3rd ed, 1999" از اوکتاو لونسپیل است.
موضوع: راکتورهای شیمیایی
موضوع: راکتورهای شیمیایی -- مسائل، تمرین‌ها و غیره (عالی)
شناسه افزوده: سیدین، هادی، ۱۳۶۳ -
شناسه افزوده: لونسپیل، اوکتاو. طراحی راکتورهای شیمیایی.
رده بندی کنگره: TP۱۵۷/م۶ح۸ ۱۳۸۹
رده بندی دیویی: ۶۶۰/۲۸۳۲
شماره کتابشناسی ملی: ۱۹۹۲۱۱۸

حل تشریحی مسائل راکتورهای شیمیایی (دوره کارشناسی ارشد - دکترا)

ترجمه و تألیف: سیدهادی سیدین- مهدی معاصی
ناشر: نوآور
شمارگان: ۱۰۰۰نسخه
ناظر چاپ: محمدرضا نصیرنیا
نوبت چاپ: اول-۱۳۸۹
قیمت: ۴۵۰۰ تومان
شابک: ۹۷۸-۶۰۰-۵۵۱۴-۸۵-۸

نمایشگاه دائمی کتاب با تخفیف در:
مرکز پخش نوآور: تهران -خ انقلاب، خ فخررازی، خ شهدای ژاندارمری نرسیده به خ دانشگاه ساختمان ایرانیان،
پلاک ۵۸، طبقه دوم، واحد ۴
۶۶۴۸۴۱۹۱-۹۲ - ۰۹۱۲۶۰۶۴۳۴۸۳
www.noavarpub.com

حق چاپ و نشر برای ناشر محفوظ است.

فهرست مطالب

مقدمه: ۵
فصل ۱۱: مبانی جریان غیر ایده‌آل ۷
فصل ۱۲: مدل‌های مجزا ۲۵
فصل ۱۳: مدل پراکندگی ۳۷
فصل ۱۴: مدل تانک‌های سری (پشت سر هم) ۵۵
فصل ۱۵: مدل جابجایی برای جریان آرام ۷۴
فصل ۱۷: معرفی واکنش‌های غیرهمگن ۸۰
فصل ۲۳: سینتیک واکنش‌های سیال - سیال ۸۳
فصل ۲۴: طراحی راکتورهای سیال - سیال ۹۵
فصل ۲۵: سینتیک واکنش‌های ذره - سیال ۱۲۱
فصل ۲۶: طراحی راکتورهای ذره - سیال ۱۳۲

با تشکر از:

استاد گرامی جناب آقای دکتر فرامرز هرمزی که با راهنمائی های بی دریغ خود، زمینه چاپ این اثر را فراهم نمودند.

با تشکر از دوستان عزیزمان:

مهندس سید علی الحسینی

مهندس جواد خدیوی

مهندس هادی روستا

و آقای سعید اطمینانی

که ما را در تهیه این اثر یاری کردند.

به نام او که دانش را آفرید و آگاهی را همانند

چراغی درخشان در همه جا گسترانید

مقدمه:

نگاهی به تعداد دانشجویان ورودی به مقاطع کارشناسی ارشد و دکتری، نشان می‌دهد که در سال های اخیر، تقاضا برای ادامه تحصیل در دوره های تحصیلات تکمیلی دانشگاه ها و مراکز آموزش عالی به طور چشمگیری افزایش یافته است. ولی بسیاری از منابع درسی در این دوره به زبان اصلی بوده و به علت کوتاه بودن مدت زمان یک ترم تحصیلی، فرصت کافی برای تمرین و حل تمامی مسائل هر فصل کتاب درسی، برای دانشجویان عزیز وجود ندارد.

کتاب حاظر، دارای ۱۰ فصل می باشد که تمام سرفصل های مورد نظر آموزش عالی، در مقاطع ارشد و دکتری از فصل ۱۱ تا ۱۷ و سپس ۲۳ تا ۲۶ با جواب های کاملا تشریحی را در برمی گیرد.

بسیاری از شاخه های مهندسی شیمی (جداسازی- فرآیند- ترموسینتیک- فرآوری گاز- پتروشیمی- پالایش نفت-پلیمر) و نیز رشته هایی چون مهندسی نانوتکنولوژی، مهندسی بیوتکنولوژی، داروسازی، مهندسی هسته ای، مهندسی تسلیحات و نیز برخی گرایش های مهندسی مکانیک یا مواد، با این درس سروکار دارند و این درس از اهمیت زیادی در دوره تحصیلات تکمیلی برخوردار می باشد. کتاب طراحی راکتورهای شیمیایی نوشته پروفسور Octave Levenspiel و ترجمه دکتر سهرابی ویرایش سوم، به عنوان منبع اصلی بسیاری از رشته های دوره ارشد، شناخته شده و یکی از منابع مهم برای آمادگی در آزمون دکترا می باشد. همچنین بسیاری از مسائل کتاب حاظر، کاربردی بوده و در صنعت مورد استفاده قرار می گیرد، بنابراین تصمیم گرفتیم تا یک کتاب کمک درسی همانند دوره کارشناسی، تالیف نماییم.

این کتاب، ظرف مدت ۵ ماه با تلاش و کوشش بسیار و با کمک برخی دانشجویان گرامی جهت ترجمه، تصحیح و مرتب سازی مطالب، آماده و کامل شده است. جواب ها کاملا تشریحی و قابل فهم بوده و درک آن ها آسان می باشد. لازم به ذکر است که در تهیه این کتاب از نرم افزارهایی چون Snagit, Paint و همچنین Microsoft Office Word 2007 و Microsoft Office Visio استفاده و برخی از تصاویر نیز عینا از کتاب درسی گنجانده شده است.

در اینجا ضمن شکرگزاری به درگاه ایزد منان، از تمامی عزیزانی که در تهیه این اثر ارزشمند یار و یاور ما بودند، از جمله خانواده های گرامی که با صبر و مهربانی خود ما را پشتیبانی نمودند و همچنین پرسنل محترم انتشارات نوآور که کمال همکاری را داشتند، نهایت تشکر و قدردانی را داریم.

در پایان امید است که این کتاب تاثیر مهمی در پیشرفت تحصیلی و علمی شما دانشجویان عزیز داشته باشد. از آنجایی که هیچ اثری خالی از نقص و اشتباه نمی باشد، از شما دانشجویان و اساتید گرامی، تقاضا می شود تا ایرادات و اشتباهات احتمالی را شناسایی نمایید تا در چاپ های بعدی اصلاح گردد.

سید هادی سیدین - مهدی محامی

بهار ۱۳۸۹

Website: http://www.javidnet.com

E-mail: Ertebatbama@hotmail.com

فصل ۱۱

مبانی جریان غیر ایده‌آل

۱۱-۱) یک ورودی پالسی به یک لوله، نتایج نشان داده شده در شکل ۱۱.۱ را حاصل می‌کند.

a) موازنه جرم را با منحنی tracer (ردیاب) بررسی کنید تا مطمئن شوید که نتایج سازگار هستند.

b) در صورتی که نتیجه سازگار است، t و V را تعیین کرده و منحنی E را رسم کنید.

حل قسمت a: ابتدا بررسی می‌نماییم که نتایج مربوط به موازنه جرم سازگار باشند.

- از روی رابطه زیر:

$$Area = \frac{M}{v} = \frac{1\ mol}{4\frac{lit}{min}} = 0.25\frac{mol.\ min}{lit}$$

- از روی نمودار غلظت و زمان نشان داده شده در شکل:

$$Area = \left(0.05\frac{mol}{lit}\right)(5min) = 0.25\frac{mol.\ min}{lit}$$

در نتیجه می‌بینیم که نتایج با هم برابر و سازگار می‌باشند.

حل قسمت b: متوسط زمان اقامت به صورت زیرمحاسبه شده و سپس حجم سیستم راکتور حساب می‌گردد:

$$\bar{t} = \frac{\int_0^5 c\,t\,dt}{\int_0^5 c\,dt} = \frac{0.05\int_0^5 t\,dt}{0.25} = \frac{0.05}{0.25}\left(\frac{t^2}{2}\right)_0^5 = 2.5$$

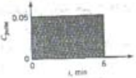
$$\bar{t} = \frac{V}{v}$$

$$V = \bar{t}v = 2.5 \times 4 = 10\ lit$$

حل قسمت c: حال منحنی E را برحسب زمان از ۰ تا ۵ دقیقه رسم می‌نماییم.

$$E = \frac{C}{\frac{M}{v}} = \frac{C}{\frac{1}{4}} = 4C = 0.2$$

۱۱-۲) مسئله ۱۱-۱ را با یک تغییر تکرار کنید، اکنون منحنی ردیاب در شکل ۱۱.۲ نشان داده شده است.



حل: مانند مسئله قبل عمل کرده و ابتدا مقدار A را از روی نمودار و فرمول به دست آورده و با هم مقایسه می‌کنیم.

$$A_1 = \text{Area from formula} = \frac{M}{v} = \frac{1}{4} = 0.25\ \frac{mol.\ min}{lit}$$

$$A_2 = \text{Area from graph} = 6 \times 0.05 = 0.3$$

$$A_1 \neq A_2$$

بنابراین موازنه جرم ناسازگار است و دیگر حل مسئله را ادامه نمی‌دهیم.

۱۱-۳) یک ورودی پالسی به لوله نتایج نشان داده شده در شکل ۱۱.۳ را ارائه می‌دهد.

a) آیا نتایج سازگار هستند؟ (موازنه جرم را با منحنی ردیاب تجربی بررسی کنید)

b) اگر نتایج سازگار باشند، میزان ردیاب ایجاد شده توسط M و منحنی E را به دست آورید.

حل قسمت a: دوباره همانند مسائل قبل، سازگار بودن نتایج مربوط به نمودار و فرمول را بررسی می‌نماییم.

- از روی رابطه زیر متوسط زمان اقامت ردیاب (tracer) را حساب می‌کنیم.

$$\bar{t} = \frac{V}{v} = \frac{60}{4} = 15\ sec$$

- از روی منحنی تجربی مورد نظر، همین مقدار را محاسبه می‌نماییم. از دوره کارشناسی به یاد داریم که در درس استاتیک برای محاسبه مرکز سطح به صورت زیر عمل می‌کردیم و در مثلث قائم الزاویه نیز مقدار ۱/۳ از قاعده را برای محاسبه $\bar{x}$ در نظر می‌گرفتیم: $\frac{1}{3}\cdot(19-16) = 1$ و $\bar{x} = 19 - 1 = 18$ و همچنین نیز داریم $\frac{1}{3}\cdot(25-19) = 2$ و $21 = 2 + 19$ و مساحت مثلث قائم الزاویه نیز عبارتست از: قاعده ضرب در ارتفاع تقسیم بر دو، بنابراین به صورت زیر زمان اقامت متوسط را محاسبه می‌نماییم.

$$\bar{t} = \frac{1}{3}(18 \times 1 + 21 \times 2) = 20\ sec$$

$$A_t = A_1 + A_2$$

$$\bar{t} = \frac{A_1 \times \bar{x}_1 + A_2 \times \bar{x}_2}{A_t}$$

$$= \frac{(19-16).\frac{h}{2} \times 18 + (25-19).\frac{h}{2} \times 21}{(25-16).\frac{h}{2}} = 20 \text{ sec}$$

وضیح: دو نتیجه را با یکدیگر مقایسه می‌نماییم. ملاحظه می‌کنیم که حرکت دیاب با تاخیر همراه است، بنابراین آزمایش به درستی انجام نشده و اشتباه است نتایج سازگار نیست.

۴-) یک آزمایش پله‌ای روی یک راکتور انجام می‌شود. نتایج در شکل ۱۱.۴ سان داده می‌شوند.

a آیا موازنه جرم با منحنی ردیاب سازگار است؟

b در این صورت، حجم لوله V، $\bar{t}$ و منحنی‌های F و E را تعیین کنید.

ل قسمت a: ابتدا سازگاری موازنه جرم را از روی مقدار زمان متوسط اقامت با بررسی گرفته و سپس حل مسئله را ادامه می‌دهیم.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{C_{max}} t\, dC_{step}}{\int_0^{C_{max}} dC_{step}} = \frac{1}{C_{max}} \int_0^{C_{max}} t\, dC_{step}$$

$$= \frac{1}{C_{max}} \times A = \frac{1}{C_{max}} [\text{مساحت کل}]$$

$$A = A_1 + A_2$$

$$\Rightarrow \bar{t} = \frac{1}{C_{max}} \left[1 \times C_{max} + \frac{2 \times C_{max}}{2}\right] = 2 \text{ min}$$

$$C_{max} = A_1 = \frac{\dot{m}}{v} = \frac{0.5}{4} = 0.125 \text{ min}$$

$$A_2 = \text{Area} = 2C_{max}$$

در این قسمت در صورت سؤال C_{max} ذکر نشده است، پس اگر $C_{max} = 0.125$ باشد نتیجه سازگار است.

حل قسمت b: می‌توان مقادیر مورد نظر را به صورت زیر محاسبه نمود.

$$\bar{t} = \frac{V}{v} \Rightarrow V = v.\bar{t} = 4 \times 2 = 8 \text{ lit}$$

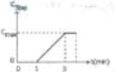
سایر مقادیر را می‌توان به صورت تابعی از متغیر t و در بازه‌های مشخص در شکل محاسبه نمود.

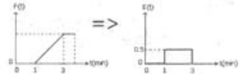
$$C = \begin{cases} 0 & ,0 < t < 1 \\ 0.063\,(t-1) & ,1 < t < 3 \\ 0.125 & ,t > 3 \end{cases}$$

$$F = \frac{C}{C_{max}} = \begin{cases} 0 & 0 < t < 1 \\ 0.5(t-1) & 1 < t < 3 \\ 1 & t > 3 \end{cases}$$

$$E = \frac{dF}{dt} = \begin{cases} 0 & 0 < t < 1 \\ 0.5 & 1 < t < 3 \\ 0 & t > 3 \end{cases}$$

حال نمودارها را به صورت زیر رسم می‌نماییم.



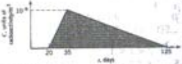


همانطور که ملاحظه می‌نمایید، منحنی‌های C و F تقریبا بر هم منطبق هستند ولی نمودار E یا RTD حالت تابع پله‌ای را دارد.

۱۱-۵) یک بسته ماده رادیو اکتیو در رودخانه کلمبیا درهانفرد واشنگتن رها می‌شود در سد Bonneville، حدود ۴۰۰ km طول خط جریان به سمت پایین (با دبی $6000\ m^3/sec$) برای وجود یک رادیوایزوتوپ خاص بررسی می‌شود (زمان نیمه عمر بیش از ۱۰ سال) و داده‌های شکل ۱۱.۵ به دست می‌آید.

a) چند واحد از این ردیاب در رودخانه عرضه می‌شود؟

b) حجم آب رودخانه کلمبیا بین سد Bonneville و نقطه تزریق ردیاب چقدر است؟



حل قسمت a: از منحنی آزمایش برای محاسبه زمان اقامت متوسط، دوباره همانند مسئله قبل، متوسط زمان اقامت را به صورت زیر حساب می‌کنیم.

$$\bar{t} = \frac{\sum tC}{\sum C} = \frac{A_1 \times \bar{x}_1 + A_2 \times \bar{x}_2}{A_t}$$

$$\bar{t} = \frac{30\left(15.\frac{h}{2}\right) + 65\left(90.\frac{h}{2}\right)}{105.\frac{h}{2}} = 60\ \text{days}$$

مساحت زیر نمودار را به صورت زیر حساب می‌کنیم.

$$A = \frac{120 - 20}{2} . 10^{-6} = 52.5 \frac{\text{unit day}}{m^3}$$

از موازنه جرم داریم:

$$\text{Area} = \frac{M}{v}$$

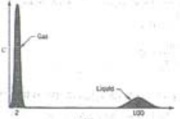
$$M = (A)v = \left(52.5 \times 10^{-6} \frac{\text{unit day}}{m^3}\right)\left(6000 \frac{m^3}{sec}\right)\left(\frac{3600 \times 24\ sec}{day}\right)$$
$$= 27216\ \text{units}$$

حل قسمت b: همین طور برای این قسمت نیز داریم:

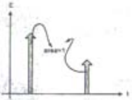
$$\bar{t} = \frac{V}{v}$$

$$V = \bar{t}\,v = 60\ \text{days}\left(6000 \frac{m^3}{sec}\right)\left(\frac{3600\ sec \times 24}{day}\right) = 3.11 \times 10^{10} m^3$$

۱۱-۶) یک خط لوله (قطر داخلی ۱۰ cm و طول ۱۹.۱ m)، بطور همزمان گاز و مایع را جابجا می‌کند. نرخ جریان حجمی گاز و مایع به ترتیب $60000\ cm^3/s$ و $300\ cm^3/s$ می‌باشد. تستهای ردیاب پالسی روی جریان شارش یافته از لوله، نتایج نشان داده شده در شکل ۱۱.۶ را ارائه می‌کنند. چه کسری از لوله توسط گاز و چه کسری توسط مایع اشغال می‌شود؟



حل: متوسط زمان اقامت مایع و گاز را داریم، پس حجم کل راکتور را به دست می‌آوریم.



$\bar{t}_g = 2\ sec$
$\bar{t}_l = 100\ sec$

راکتور مورد نظر یک راکتور پلاگ یا لوله‌ای است، پس حجم مورد نظر یک استوانه است.

$$V_{total} = V_t = \frac{\pi d^2}{4} L = \left(\frac{\pi (10)^2}{4}\right) \times 1910 = 150011\ cm^3$$

حجم مایع و گاز نیز از روابط زیر به دست می‌آید.

$V_g = v_g \bar{t}_g = 60000 \times 2 = 12 \times 10^4$
$V_l = v_l \bar{t}_l = 300 \times 100 = 3 \times 10^4$

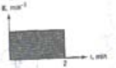
بنابراین کسری از فضای راکتور که گاز و مایع اشغال می‌نمایند به ترتیب ۸۰ و ۲۰ درصد خواهد بود که به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$\text{gas fraction} = \frac{V_g}{V_t} = \frac{12 \times 10^4}{150011} = 0.8$$

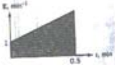
$$\text{liquid fraction} = \frac{V_l}{V_t} = \frac{3 \times 10^4}{150011} = 0.2$$

۱۱-۷ تا ۱۱-۱۱) یک سیال ماکرو مایع، مطابق با واکنش $A \rightarrow R$ به صورت عبور سیال از یک لوله واکنش می‌دهد. درصد تبدیل A را برای الگوهای جریان اشکال ۱۱.۷ تا ۱۱.۱۱ و سینتیک‌های نشان داده شده پیدا کنید.

11.7. $C_{A0} = 1$ mol/liter
$-r_A = kC_A^{0.5}$
$k = 2\ mol^{0.5}/liter^{0.5} \cdot min$

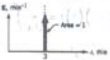


11.8. $C_{A0} = 2$ mol/liter
$-r_A = kC_A^2$
$k = 2$ liter/mol · min



11.9. $C_{A0} = 6$ mol/liter
$-r_A = k$
$k = 3$ mol/liter · min

11.10. $C_{A0} = 4$ mol/liter
$-r_A = k$
$k = 1$ mol/liter · min



11.11. $C_{A0} = 0.1$ mol/liter
$-r_A = k$
$k = 0.03$ mol/liter · min

(۱۱-۷)

حل: مقدار تبدیل را برای واکنش زیر حساب می‌نماییم. می‌دانیم که سیال ماکرو سیالی است که اجزای تشکیل دهنده آن مولکول‌های درشت بوده و غلیظ و ویسکوز می‌باشد. $A \rightarrow R$

$$C_{A_0} = 1\frac{mol}{lit}$$

همچنین سرعت واکنش را نیز به صورت زیر داریم:

$$-r_A = \left(2\frac{mol^{\frac{1}{2}}}{lit^{\frac{1}{2}} . min}\right) C_A^{\frac{1}{2}}$$

رابطه عملکرد راکتور از معادله ۲۹-۳ همین کتاب به صورت زیر به دست می‌آید. چون درجه واکنش $n<1$ پس این واکنش زمان پایان دارد. همچنین مقدار E با توجه به واحد بودن سطح زیر نمودار E-t، ۰/۵ به دست می‌آید.

$$\frac{C}{C_0}=\int_0^{\infty}\left(\frac{C}{C_0}\right)_{batch}Edt$$

$$(n-1)kC_{A_0}^{n}t=\left(\frac{C_A}{C_{A_0}}\right)^{1-n}-1$$

$$\left(-\frac{۱}{۲}\right)(۲)(۱)t=\left(\frac{C_A}{C_{A_0}}\right)^{\frac{1}{2}}-1$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}}=(1-t)^2$$

$$n=\frac{1}{2}\Rightarrow t_{end}=\frac{C_{A0}^{1-n}}{k(1-n)}=\frac{1}{2\times(1-0.5)}=1\ min$$

در نتیجه حد بالای بازه انتگرال‌گیری ما مقدار ۱ به دست می‌آید.

$$\frac{C}{C_0}=\int_0^1\frac{C_A}{C_{A_0}}E\,dt=\int_0^1(1-t)^2\left(\frac{1}{2}\right)dt=\frac{0.5}{3}(1-t)^3\Big|_0^1=\frac{1}{6}$$

$$X_A=1-\frac{C}{C_0}=1-\frac{1}{6}=\frac{5}{6}$$

۸-۱۱)

حل: واکنش زیر یک واکنش درجه دو (n=2) می‌باشد. بنابراین t_{end} یا زمان پایان ندارد ولی تا مدت ۰.۵ دقیقه که در شکل آمده به صورت زیر محاسبه می‌گردد.

توضیح: از روابط مربوط به راکتور ناپیوسته (Batch)، رابطه زیر به دست می‌آید که به طور کلی برای درجه $n\neq1$ به صورت زیر:

$$\left(\frac{C_A}{C_{A0}}\right)_{element}=[1+(n-1)C_{A0}^{n-1}kt]^{\frac{1}{1-n}}$$

پس برای درجه ۲ رابطه زیر حاصل می‌شود:

$$\left(\frac{C_A}{C_{A0}}\right)_{element}=\frac{1}{1+kC_{A0}t}$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}}\Big|Batch=\frac{1}{1+4t}$$

و از دو نقطه روی شکل ۸.۱۱، (0.5,3) & (x,y)=(0,1) معادله خط زیر حاصل می‌شود. شیب خط به صورت $m=\frac{3-1}{0.5-0}=\frac{2}{0.5}=4$ محاسبه می‌شود.

$$y-1=4(t-0)\rightarrow y=4t+1$$

$$E(t)=4t+1$$

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A_0}}=\int_0^{0.5}\frac{1}{1+4t}.(1+4t)dt=t\Big|_0^{0.5}=0.5$$

در نتیجه با انتگرال‌گیری از رابطه بالا درصد تبدیل به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$X_A=1-\frac{\bar{C}_A}{C_{A_0}}=1-0.5=0.5$$

۹-۱۱)

حل: برای محاسبه درجه یک واکنش از دوره کارشناسی به صورت زیر عمل می‌نماییم:

$$mol^{1-n}\times lit^{n-1}\times min^{-1}=\frac{mol}{lit.min}\Rightarrow 1-n=1\Rightarrow n=0$$

درجه واکنش n=0 می‌باشد. بنابراین واکنش دارای زمان پایان (اتمام) است.

$$t_{end}=\frac{C_{A0}}{k}=\frac{6}{3}=2$$

$$A\rightarrow R$$

$$C_{A_0}=6\frac{mol}{lit}$$

$$-r_A=3\frac{mol}{lit.min}$$

$$n=0\Rightarrow C_{A_0}-C_A=kt$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}}=1-\frac{kt}{C_{A_0}}\ for\ t<\frac{C_{A_0}}{k}=\frac{6}{3}=2$$

$$\frac{C_A}{C_{A0}}=0\ for\ t>2$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}}=\int\left(\frac{C_A}{C_{A_0}}\right)Edt$$

در نتیجه برای محاسبه درصد تبدیل از رابطه زیر، حد بالای انتگرال را زمان پایان $(t = 2)$ قرار می‌دهیم:

$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = \int_0^2 \left(1 - \frac{kt}{C_{A_0}}\right)\frac{1}{3}dt = \int_0^2 \left(1 - \frac{3}{6}t\right)\frac{1}{3}dt = \frac{1}{6}\int_0^2 (2 - t)dt$$

$$= \frac{1}{6}\frac{(2-t)^2}{2}\Big|_2^0 = \frac{1}{6}\left[\frac{2^2}{2} - 0\right] = \frac{1}{3}$$

$$x_A = 1 - \frac{1}{3} = \frac{2}{3}$$

(۱۰-۱۱)

حل: در این سؤال ما با یک رژیم جریان پلاگ روبرو هستیم و مقدار تابع توزیع زمان اقامت یا RTD ما به صورت زیر تعریف می‌شود.

$$E(t) = \delta(t - 3)$$

درجه واکنش n=0 می‌باشد، پس به صورت زیر داریم

$$C_A - C_{A0} = -kt \Rightarrow \left(\frac{C_A}{C_{A0}}\right)_{element} = 1 - \frac{kt}{C_{A0}}$$

$$\Rightarrow \frac{C_A}{C_{A_0}}\Big|Batch = 1 - \frac{t}{4}$$

از درس معادلات دیفرانسیل دوره کارشناسی یا رابطه (۱۹) کتاب در فصل ۱۱ می‌دانیم:

$$\int_0^\infty \delta(t - t_0)f(t)dt = f(t_0)$$

پس مقدار انتگرال زیر از رابطه بالا به راحتی محاسبه می‌شود.

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A_0}} = \int_0^\infty \frac{C_A}{C_{A_0}}\Big|_{batch} Edt = \int_0^\infty \left(1 - \frac{t}{4}\right)\delta(t - 3)dt = 1 - \frac{3}{4}$$

$$= 0.25$$

$$x_A = 1 - \frac{\bar{C}_A}{C_{A_0}} = 0.75$$

(۱۱-۱۱)

حل: درجه واکنش زیر n=0 می‌باشد، پس در این واکنش نیز زمان پایان داریم.

$$A \rightarrow R$$

$$C_{A_0} = 0.1\frac{mole}{lit}$$

$$-r_A = 0.03\frac{mol}{lit.min}$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = \int \frac{C_A}{C_{A_0}} Edt$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = 1 - \frac{kt}{C_{A_0}} = 1 - \frac{0.03}{0.1}t \text{ , for } t_{end} = \frac{C_{A_0}}{k} = \frac{0.1}{0.03} = 3.33 \text{ min}$$

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = 0 \quad , \quad \text{for} \quad t_{end} < 4 \text{ min}$$

در نتیجه در دقیقه چهارم با توجه به شکل، تمام واکنش دهنده یا C_{A0} تمام می‌شود و دیگر چیزی در راکتور باقی نمی‌ماند. پس تبدیل ۱۰۰ درصد می باشد.

$$C_{A_f} = 0, x_{Af} = 1$$

۱۱-۱۲ تا ۱۱-۱۴) سولفید هیدروژن از طریق تماس با یک بستر متحرک ذرات اکسید آهن از گاز ذغال دفع می‌شود، که واکنش زیر را به همراه دارد:

$$Fe_2O_3 \rightarrow FeS$$

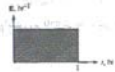
در راکتور ما، کسری از اکسید که در هر ذره تبدیل می‌شود، توسط زمان باقی ماندن آن (t) و زمان لازم برای تبدیل کامل ذره (τ) به دست می‌آید:

$$1 - X = \left(1 - \frac{t}{\tau}\right)^3 \text{ when } t < 1 \text{ hr, and with } \tau = 1 \text{ hr}$$

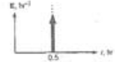
$$X = 1 \text{ when } t \geq 1 \text{ hr}$$

تبدیل اکسید آهن به سولفید را در صورتی که RTD جامدات در محفظه تقریباً از روی منحنی شکلهای ۱۱.۱۲، ۱۱.۱۳ یا ۱۱.۱۴ به دست آید، محاسبه کنید.

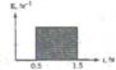
11.12.



11.13.



11.14.



(۱۲-۱۱)

حل: از رابطه مقدار زمان اقامت متوسط، به صورت زیر داریم:

$$\bar{t} = \frac{\int Ct\,dt}{\int C\,dt} = \int_0^t Et\,dt$$

بنابراین مقدار $\bar{t}$ به صورت زیر محاسبه می‌گردد.

$$\text{Area} = 1 = E \times 1$$
$$E = 1$$
$$\bar{t} = \int_0^1 E(t)t\,dt = \int_0^1 1 \times t\,dt = \frac{t^2}{2}\Big|_0^1 = \frac{1}{2}\,hr$$

و از صورت مسئله، مشخص است که برای زمان‌های $\tau < 1\,hr$ از رابطه زیر استفاده می‌شود.

$$1 - X = \left(1 - \frac{t}{\tau}\right)^3$$

$$\left(1 - x\right) = \left(1 - \frac{\frac{1}{2}}{1}\right)^3 = 0.125$$
$$x_A = 0.875$$

(۱۳-۱۱)

حل:

$$1 - \bar{X} = \int (1 - X)E\,dt = \int_0^1 \left(1 - \frac{t}{\tau}\right)^3 \delta(t - t_0)\,dt = f(t_0)\ ,\ t_0 = \frac{1}{2}$$
$$\left(1 - t\right)^3\Big|_{@\,t = \frac{1}{2}} = \left(\frac{1}{2}\right)^3 = 0.125$$
$$\bar{X} = 1 - 0.125 = 0.875$$

(۱۴-۱۱)

حل: همانند مسائل بالا عمل کرده و ابتدا مقدار $\bar{t}$ را محاسبه می‌نماییم.

$$\text{Area} = 1 = E \times 1$$
$$E = 1$$
$$\bar{t} = \int_{0.5}^{1.5} 1 \times t\,dt = 1\,hr$$
$$\bar{t} = \tau = 1\,hr$$

در این مسئله چون مقدار $\tau = 1$ شده است، پس از صورت سؤال، جواب به صورت زیر حاصل می‌شود.

$$X = 1 \Rightarrow x_A = 1$$

۱۱-۱۵) ذرات جامد سرد، بطور پیوسته در یک بستر سیال جریان می‌یابند و در آنجا با سرعت بالا پخش می‌شوند، به طوری که بتوان آنها را بعنوان ترکیب در نظر گرفت. سپس گرم می‌شوند و به آرامی ناپایدار میشوند و سپس محیط را

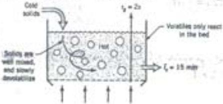
ترک میکنند. فرآیند ناپایداری، گاز A را رها میکند که سپس توسط سینتیک واکنش مرحله اول، در حین گذر از روی بستر تجزیه میشود. وقتی گاز بستر را رها می‌کند، تجزیه گاز A متوقف میشود. از اطلاعات ذیل کسر گاز A را که تجزیه شده است به دست آورید.

داده‌ها: چون این یک بستر سیال با ذرات بزرگ است که حاوی حباب میباشد، جریان گاز را در واحد به صورت پلاگ فرض کنید. تصور کنید که حجم گازهای آزاد شده توسط جامدات در مقایسه با حجم گاز حمل کننده عبوری از میان بستر کوچک میباشد.

زمان باقی ماندن متوسط در بستر به صورت زیر می‌باشد:

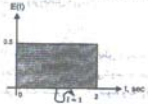
برای گاز حمل کننده: $\bar{t}_s = 15\ \text{min}\ , \bar{t}_g = 2\ \text{s}$

برای واکنش: $k = 1\ \text{sec}^{-1}\ ,\ -r_A = kC_A$ & $A \rightarrow \text{Products}$



حل: از شکل بالا مشخص است که واکنش دهنده A به طور یکنواخت توسط جامدات در راکتور آزاد می‌شود.

متوسط زمان اقامت گاز و جامد در بستر به ترتیب $\bar{t}_s = 15\ \text{min}\ , \bar{t}_g = 2\text{s}$ و واکنش به صورت زیر است.



$A \rightarrow \text{Products}$

$-r_A = kC_A = (1\ \text{sec}^{-1})C_A$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = \int \left(\frac{C_A}{C_{A_0}}\right) E dt$$

$$= \int_0^2 e^{-kt} 0.5\, dt = 0.5 \int_0^2 e^{-t} dt = -0.5\, e^{-t} \Big|_0^2 = 0.4323$$

$$X_A = 1 - \frac{C_A}{C_{A_0}} = 0.5677 = 56.77\ \%$$

۱۱-۱۴P) واکنش دهنده A ($C_{A0} = 64\ \text{mol/m}^3$) از یک راکتور پلاگ جریان می‌یابد ($\tau = 50$ s) و به این ترتیب واکنش می‌دهد:

$$A \rightarrow R, \qquad -r_A = 0.005 C_A^{1.5}\ \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3.\text{sec}}\right)$$

تبدیل A را در این شرایط حساب کنید:

a) یک سیال میکرو   b) یک سیال ماکرو

حل: می‌دانیم که سیال ماکرو سیالی غلیظ و چسبنده و با ویسکوزیته بالا است و سیال میکرو رقیق و غیر ویسکوز می‌باشد.

درجه واکنش n=1.5 می‌باشد. و مقدار تابع E به صورت زیر تعریف و مقدار زمان اقامت یا t نیز به صورت زیر حساب می‌شود.

$$-r_A = \frac{dC_A}{dt} = -0.005\, C_A^{1.5}$$

$$C_A = C_{A0}(1 - x_A)$$

حل قسمت a: سیال میکرو (ریز سیال).

از رابطه (۴) فصل ۵ کتاب راکتور دوره کارشناسی داریم.

$$t = -\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{-r_A} = C_{A0}\int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A} = C_{A0}\int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-0.005 C_{A0}^{0.5}(1 - x_A)^{0.5}}$$

$$t = \sqrt{C_{A0}} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-0.005(1 - x_A)^{0.5}} \Rightarrow -50 \times 0.005$$

$$= \sqrt{64} \int_0^{x_A} (1 - x_A)^{-0.5} dx_A$$

$$-0.03125 = \frac{(1-x_A)^{0.5}}{0.5}\Bigg|_0^{x_A} \Rightarrow \sqrt{1-x_A} = 0.98 \Rightarrow x_A = 0.031$$

حل قسمت b: سیال ماکرو (درشت سیال).

برای سیال ماکرو یا غیر ایده آل نیز به صورت زیر عمل می‌کنیم.

$$\frac{C_A}{C_{A_0}}\Big|_{batch} = 1 - x_A = [1 + (n-1)C_{A0}{}^{n-1} t\, k]^{\frac{1}{1-n}}$$

$$= \frac{1}{[1 + 0.5\sqrt{64} \times t \times 0.005]^2}$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}}\Big|_{batch} = \frac{1}{[1 + 0.02t]^2}$$

$$E = \delta(t - t_0) = \delta(t - 50)$$

رابطه انتگرالی زیر را برای تابع ضربه یا پالسی داریم.

$$\int_0^\infty \delta(t - t_0) f(t) dt = f(t_0)$$

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A_0}} = \int_0^\infty \frac{C_A}{C_{A_0}}\Big|_{batch} E dt$$

$$= \int_0^\infty \frac{1}{[1 + 0.02t]^2} \times \delta(t - 50)\, dt = \frac{1}{[1 + 0.02 \times 50]^2}$$

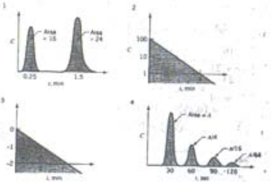
$$\frac{C_A}{C_{A_0}}\Big|_{batch} = 0.25 \Rightarrow x_A = 1 - 0.25 = 0.75$$

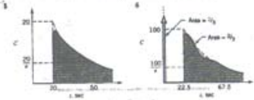
همانطور که در بالا ملاحظه فرمودید مقدار جواب درصد تبدیل برای دو سیال میکرو و ماکرو بسیار متفاوت خواهد بود.

فصل ۱۲

مدل‌های مجزا

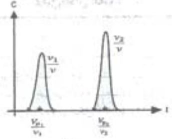
۱ تا ۱۲-۶) یک پالس از محلول تغلیظ شده NaCl بعنوان ردیاب به سیال به یک لوله تزریق می‌شود (حجم ۱ متر مکعب، $v = 1\ m^3/min$) و ردیاب بر حسب سیال خروجی از لوله سنجیده می‌شود. یک مدل جریان از ی خروجی ردیاب رسم شده در اشکال ۱۲.۱ تا ۱۲.۶ توسعه دهید.





(۱-۱۲

حل: ابتدا دبی‌های حجمی در ۲ راکتور را حساب کرده و سپس با ضرب در زمان‌های اقامت، حجم دو راکتور پلاگ را محاسبه می‌نماییم.



$$V_{total} = 1\ m^3 \quad \text{and} \quad v = 1\left(\frac{m^3}{sec}\right)$$

$$v_1 = \frac{16}{16+24} = 0.4\left(\frac{m^3}{min}\right)$$

$$v_2 = \frac{24}{16+24} = 0.6\left(\frac{m^3}{min}\right)$$

$$V_{p_1} = \bar{t}_1 v_1 = (0.25)(0.4) = 0.1\ m^3$$

$$V_{p_2} = \bar{t}_2 v_2 = (1.5)(0.6) = 0.9\ m^3$$

(۲-۱

صحیح: در حل این گونه مسائل اگر t_{obs} زمانی که از روی نمودار ردیاب (Tracer) یا زمانی که در مسئله داده شده، از زمان متوسط اقامت یا $\bar{t}$ تانک کوچکتر باشد ($\bar{t}_{obs} < \bar{t}$)، ممکن است اختلاط معکوس (Back Mixing) وجود داشته باشد و شرایط ظروف بسته حاکم نباشد یا اینکه ردیاب جاب شده باشد و احتمالا فضای مرده در ظرف راکتور داریم. و در غیر این صورت فضای مرده وجود ندارد مثل این حالت ($\bar{t}_{obs} = \bar{t}$).

$$\bar{t} = \frac{V}{v} \quad \text{و} \quad \bar{t}_{obs} = \frac{V_{active}}{v}$$

: چون وتر مثلث قائم زاویه در شکل یک خط مستقیم و صاف است، پس می‌بایست ابتدا مقدار Ln مقادیر را روی محور yها حساب نموده، تا با استفاده از رابطه شیب نمودار در شکل ۱۲.۲ فصل ۱۲ کتاب بتوان مقدار $\bar{t}$ را حساب نمود. براین داریم:

$$\bar{t}_{obs} = \frac{1}{2.303} = 0.4342\ min$$

$$\bar{t} = \frac{V}{v} = \frac{1}{1} = 1\ min$$

$\bar{t} > \bar{t}_{obs}$ ، پس در اینجا یک راکتور mixed یا CSTR با حجم مرده داریم.

در ادامه حل مسئله، برای محاسبه فضای مرده در راکتور، به این صورت عمل می‌کنیم. C_0=100 غلظت اولیه در راکتور و C=10 غلظت بعد از مدت زمان t می‌باشد، پس حجم راکتور Mixed و مقدار حجم مرده را حساب می‌نماییم.

$$\mathrm{Ln}\,\frac{C}{C_0} = \frac{V}{V_m}\theta$$

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$$

$$\text{شیب} = \frac{\mathrm{Ln}\left(\frac{C}{C_0}\right)}{\frac{t}{\bar{t}}} \Rightarrow \frac{V}{V_m} = 1.5 \Rightarrow V_m = 0.667\ m^3$$

$$\Rightarrow V_d = 1 - 0.667 = 0.333\ m^3$$

$V_d = 0.333 m^3$

(۳-۱۲

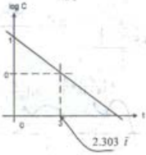
حل: در این مسئله نیز همانند سؤال قبل عمل نموده و مقدار زمان مشاهده شده و زمان اقامت را با یکدیگر مقایسه می‌نماییم.

$$2.303\ \bar{t}_{obs} = 3$$

$$\bar{t}_{obs} = 1.3\ \mathrm{min}$$

$$\bar{t} = \frac{V}{v} = \frac{1}{1} = 1\ \mathrm{min}$$

$\bar{t} < \bar{t}_{obs}$ بنابراین ظرف، فضای مرده یا اختلاط معکوس دارد و یا آزمایش اشتباه می‌باشد.



(۴-۱۲

حل: با توجه به نمودار شکل ۱۲.۱ همین فصل، این سیستم مشابه دو راکتور **پلاگ** به صورت جزیان برگشتی یا (Recycle) با حجم مرده عمل می‌نماید، بنابراین برای حل این مسئله به صورت زیر عمل می‌نماییم.

$$\frac{A}{4} = A\left(\frac{R}{R+1}\right) \Rightarrow 4R = R + 1 \Rightarrow 3R = 1 \Rightarrow R = \frac{1}{3}$$

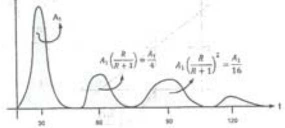
$$\bar{t}_1 = \frac{30}{60} = \frac{1}{2} = \frac{V_{P1}}{v(R+1)} \Rightarrow V_{P1} = \frac{2}{3}\ m^3$$

$$\Delta t = \frac{60-30}{60} = \frac{V_{P1}}{v(R+1)} + \frac{V_{P2}}{Rv} \Rightarrow V_{P2} = 0$$

پس در نتیجه حجم مرده در این سیستم حدود ۱/۳ است که به صورت زیر محاسبه خواهد شد.

$$V_d = 1 - \frac{2}{3} = \frac{1}{3}\ m^3$$

$$E(t) = \frac{C_{pulse}}{area}$$



(۱۲-۵

حل: این سیستم نیز طبق اشکال فصل ۱۲ یک راکتور پلاگ متصل به یک راکتور mixed به صورت سری می‌باشد. که t_{dead} زمانی است که ردیاب در حجم مرده سپری می‌نماید.

$t_p = 20$ sec

$t_m = 30$ sec

$t_{active} = 50$ sec

$t_{total} = \frac{V}{v} = 60$ sec

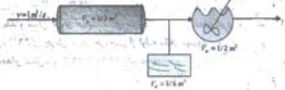
$t_{dead} = 10$ sec

در نتیجه مقدار حجم مرده از روی شکل به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$\frac{V_p}{v} = \frac{20}{60} = \frac{1}{3} \Rightarrow V_p = \frac{1}{3}\ m^3$$

$$\bar{t}_{obs} = \frac{V_p + V_m}{v} = \frac{50}{60} = \frac{5}{6} \Rightarrow V_m = \frac{5}{6} - \frac{1}{3} = \frac{3}{6} = \frac{1}{2}\ m^3$$

$$V_d = V - V_p - V_m = 1 - \frac{1}{3} - \frac{1}{2} = \frac{1}{6}\ m^3$$



(۶

• چون در شکل یک تاخیر زمانی داریم، پس این شکل طبق تصاویر موجود این فصل، یک راکتور پلاگ متصل به یک راکتور mixed با یک جریان گشتی و یک حجم مرده می‌باشد، بنابراین طبق روابط کتاب برای حل آن به رت زیر اقدام می‌نماییم.

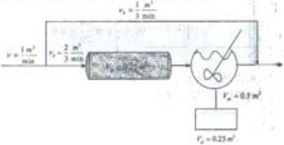
$$\frac{v_b}{v} = \frac{1}{3} \rightarrow v_b = \frac{1}{3}\left(\frac{m^3}{min}\right)$$

$$\frac{v_a}{v} = \frac{2}{3} \rightarrow v_a = \frac{2}{3}\left(\frac{m^3}{min}\right)$$

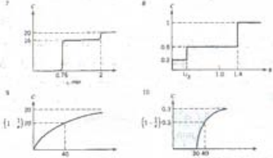
$$\frac{V_p}{v_a} = \frac{22.5}{60} \Rightarrow V_p = 0.25\ m^3$$

$$\frac{V_m + V_p}{v_a} = \frac{67.5}{60} \Rightarrow V_m = 0.5\ m^3$$

$$V_d = V - V_p - V_m = 1 - 0.25 - 0.5 = 0.25\ m^3$$

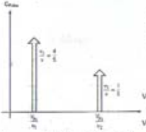


۱۲-۷ تا ۱۲-۱۰) یک تست ردیاب ورودی پله‌ای (که از آب به آب نمک تغییر می‌یابد و میزان الگوی هدایت سیال خروجی از لوله را اندازه‌گیری می‌کند) برای بررسی الگوی جریان سیال خروجی از لوله بکار میرود. یک مدل جریان از داده‌های شکل‌های ۱۲.۷ تا ۱۲.۱۰ ارائه دهید.



۷-۱۲)

حل: رابطه C_{Pulse} و C_{Step} با هم از طریق $F = \frac{C_{Step}}{C_{Pulse}}$ برقرار است، پس نمودارها را به صورت زیر رسم می‌نماییم.



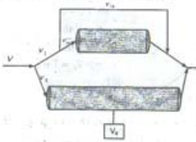
$$v_1 = \frac{4}{5}v = \frac{16}{20} = 0.8$$
$$v_2 = \frac{1}{5}v = 0.2$$
$$V_{p_1} = v_1(0.75) = 0.8(0.75) = 0.6$$
$$V_{p_2} = v_2(2) = 0.2(2) = 0.4$$

۸-۱۲)

: در این شکل نیز ۲ تانک پلاگ با حجم مرده داریم، که روی یکی از آن‌ها بان برگشتی وجود دارد.

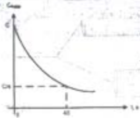
پس به صورت زیر عمل می‌کنیم.

$$v_1 = v_{1a} + v_{1b}$$
$$\frac{v_1}{v} = 0.5 \text{ و } 1 - \frac{v_{1b}}{v} = 0.8$$
$$v_1 = 0.5\,, v_2 = 0.5, v_{1a} = 0.3\,, v_{1b} = 0.2$$
$$\frac{V_{P1}}{v_{1a}} = \frac{1}{3} \Rightarrow V_{P1} = 0.1\ m^3 \text{ و } \frac{V_{P2}}{v_2} = 1.4 \Rightarrow V_{P2} = 0.7\ m^3$$
$$V_d = V - V_{P1} - V_{P2} = 1 - 0.7 - 0.1 = 0.2\ m^3$$

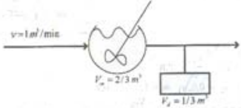


۹-۱۲)

حل: در این مسئله نیز مانند مسائل قبل نمودار C_{pulse} را از روی C_{step} به دست می‌آوریم.



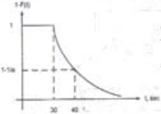
$$V_m = \frac{2}{3}\ m^3$$
$$V_d = \frac{1}{3}\ m^3$$



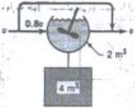
(۱۲-۱۰)

حل: در این سوال نیز مانند قبل عمل می‌نماییم:

$$\frac{V_m}{v} = \frac{40}{60} \Rightarrow V_m = \frac{2}{3}\ m^3$$
$$\Rightarrow V_d = 1 - \frac{2}{3} = \frac{1}{3}\ m^3$$



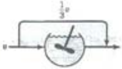
۱۲-۱۱) واکنش آبی درجه دوم A+B→R+S در یک راکتور مخزنی بزرگ انجام می گیرد (حجم ۶ متر مکعب) و برای یک جریان تغذیه با مقدار مول برابر ($C_{A0} = C_{B0}$) تبدیل واکنش دهنده‌ها ۶۰ درصد است. متاسفانه، اختلاط در راکتور ما ناکافیست و تستهای ردیاب جریان درون راکتور، مدل سیال نشان داده



شده در **شکل ۱۲.۱۱ را ارائه می‌دهند.** چه اندازه‌ای از راکتور جریانی mixed معادل عملکرد واحد ارائه شده ما خواهد بود؟

حل: ابتدا توسط موازنه جرم مقدار ۲ و ۸۱ را حساب می‌کنیم.

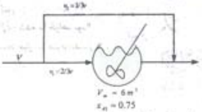
$$C_{A_2} = 100$$
$$v_4 = 100$$
$$C_{A_4} = C_{A_0}(1 - x_A) = 100(1 - 0.6) = 40\ \frac{mol}{lit}$$
$$v_2 C_{A_2} + v_3 C_{A_3} = v_4 C_{A_4}$$
$$20 \times 100 + 80\ C_{A_3} = 100(40)$$
$$C_{A_3} = \frac{100(40) - 20(100)}{80} = 25$$
$$A + B \rightarrow R + S \ldots C_{A_0} = C_B$$
$$\tau = \frac{V}{v} = \frac{C_{A_0} - C_{A_3}}{kC_{A_3}^2}$$
$$k = \frac{C_{A_0} - C_{A_3}}{C_{A_3}^2} \cdot \frac{v}{V} = \frac{100 - 25}{(25)^2} \cdot \frac{80}{2} = 4.8$$
$$\frac{V_m}{v} = \frac{C_{A_0} - C_{A_4}}{kC_{A_4}^2}$$
$$V_m = \frac{C_{A_0} - C_{A_4}}{kC_{A_4}^2} . v = \frac{100 - 40}{4.8(40)^2} . 100 = 0.78\ m^3$$



۱۲-۱۲) مثال ۱۲.۲ را با یک تغییر تکرار کنید: مدل برای جریان جاری مانند شکل ۱۲.۱۲ است.

حل: در این مسئله نیز مانند سوال قبل برای محاسبه درصد تبدیل مواد یک

موازنه حول سیستم می‌نویسیم تا آن را حل نماییم.



رابطه زیر مربوط به راکتور mixed می‌باشد:

$$k\tau = \frac{x_A}{1 - x_A}$$

$$k\frac{V}{v_1} = \frac{x_A}{1 - x_A}$$

$$k\frac{6}{v_1} = \frac{0.75}{1 - 0.75}$$

$$\frac{k}{v_1} = \frac{1}{2} \quad , \quad \frac{k}{\frac{2}{3}v} = \frac{1}{2} \rightarrow \frac{2}{3}v = 2k \rightarrow v = 3k$$

$$k\tau' = \frac{x'_A}{1 - x'_A} \rightarrow k\frac{V}{v} = \frac{x'_A}{1 - x'_A}$$

$$k\frac{6}{3k} = \frac{x'_A}{1 - x'_A} \rightarrow 2 = \frac{x'_A}{1 - x'_A}$$

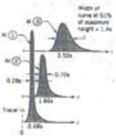
بنابراین درصد تبدیل راکتور mixed به صورت زیر می‌باشد:

$$x'_A = \frac{2}{3} = 0.667 = 66.7\ \%$$

فصل ۱۳

مدل پراکندگی

۱۳-۱) الگوی جریان گاز عبوری از کوره ریخته گری، توسط شرکت آلمانی VDEh به وسیله تزریق کریپتون (Kr) ۸۵ به داخل جریان هوای ورودی به هواکش ۶۸۸ متر مکعبی کوره، مورد مطالعه قرار گرفته است. یک طرح و یک لیست از مقادیر مربوطه برای اجرا انجام شده است. در ساعت ۱۰:۳۰ تاریخ ۱۹۶۹/۱۲/۹ که در شکل ۱۳.۱ نشان داده شده است. مدل پخش محوری را برای جریان گاز در کوره ریخته گری فرض کرده و D/ud را برای بخش میانی کوره با آنچه از یک بستر پر شده معمولی انتظار می‌رود مقایسه نمایید.



حل: در این گونه مسائل هدف محاسبه میزان شاخص پراکندگی در سیستم راکتور می‌باشد.

$$\bar{t}_2 = 1.66 \ \text{sec}$$

پهنای نمودار در ۶۱٪ عبور جریان حدود ۰/۷ می‌باشد یعنی ۰/۷=۶۱٪.
میزان انحراف استاندارد را از شکل شماره ۴ فصل ۱۳ به دست می‌آوریم.

$$\sigma_2 = 0.35 \ (\text{from fig } 4)$$
$$\sigma_2^2 = 0.1225$$
$$\Delta\bar{t} = 1.66 - 0.68 = 0.98 \ (\text{from fig } 1)$$
$$\Delta(\sigma^2) = 0.1225 - 0.0196 = 0.1029$$
$$\frac{D}{uL} = \frac{\Delta(\sigma^2)}{\Delta(t)^2} = \frac{0.1029}{2(0.98)^2} = 0.0536$$
$$\frac{D}{ud_p} = \frac{D}{uL}\left(\frac{L}{d_p}\right) = (0.0536)\left(\frac{10.37 - 5.08}{0.028}\right) = 10.1$$

که از آزمایش کوره هوادهی در شکل، مقدار زیر به دست می‌آید.

$$\frac{D}{ud_p} = 10.1$$

و از شکل ۱۷ فصل ۱۳ نیز برای جریان در لوله‌های بلند مقدار زیر به دست می‌آید.

$$\frac{D}{ud_p} = 0.5$$

۱۳-۲) طولانی ترین و بزرگترین رودخانه دانمارک به نام Gudenaa، به صورت معینی مورد مطالعه قرار گرفته است به طوری که یک ردیاب پالسی در بخش‌های مختلفی از امتداد رودخانه با استفاده از بروم (Br) رادیواکتیو ۸۲ آزمایش شد ضریب پراکندگی یا پخش محوری (D) را در امتداد بالای رودخانه میان Torring و Udlum به فاصله ۸٫۷ km جدا از هم به وسیله مقادیر اندازه‌گیری شده زیر طبق جدول پیدا کنید.

t (hr)	C (arbitrary)
3.5	0
3.75	3
4	25
4.25	102
4.5	281
4.75	535
5	740
5.25	780
5.5	650
5.75	440
6	250
6.25	122
6.5	51
6.75	20
7	9
7.25	3
7.5	0

حل: ابتدا مقدار زمان اقامت متوسط را با قرار دادن مقادیر از جدول و استفاده از فرمول زیر محاسبه می‌نماییم.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^\infty Ctdt}{\int_0^\infty Cdt} = \frac{\sum_0^N C_i t_i \Delta t_i}{\sum_0^N C_i \Delta t_i} = \frac{\sum_0^\infty C_i t_i}{\sum_0^\infty C_i} = \frac{21064.25}{4011} = 5.25 \ \text{hr}$$

بعد از محاسبه مقدار متوسط زمان اقامت، اکنون نوبت به محاسبه مجذور شاخص انحراف (مجذور پهنای منحنی ردیاب) بر حسب زمان t از فرمول زیر می‌رسد.

$$\delta^2(t) = \frac{\int_0^\infty C(t-\bar{t})^2 dt}{\int_0^\infty Cdt} = \frac{\int_0^\infty Ct^2 dt}{\int_0^\infty C\,dt} - \bar{t}^2 = \frac{\sum_0^N C_i t_i^2 \Delta t_i}{\sum_0^N C_i \Delta t_i} - \bar{t}^2$$

$$\delta^2(t) = \frac{111684.81}{4011} - 5.25^2 = 0.282 \ (\text{hr})^2$$

پس از محاسبه میزان مجذور شاخص انحراف برحسب t^2، حال شاخص بدون بعد انحراف را توسط فرمول زیر برحسب θ محاسبه می‌نماییم.

$$\delta^2(\theta) = \frac{\delta^2(t)}{\bar{t}^2} = \frac{0.282}{5.25^2} = 0.0102$$

با دانستن میزان انحراف، می‌توان از فرمول زیر عدد پراکندگی یا D/ul را حساب نمود.

$$\text{if} \frac{D}{ul} < 0.01 \; then \; \delta^2(\theta) = \frac{2D}{ul}$$

$$\frac{۲D}{ul} = 0.0102$$

$$\frac{D}{ul} = 0.0051 < 0.01$$

چون مقدار عدد پراکندگی کمتر از ۰/۰۱ می‌باشد، بنابراین از روابط (۸) یا (۱۲) فصل ۱۲ با خطای کمتر از ۵ درصد این مقدار مورد قبول می‌باشد. و این مقدار نشان می‌دهد که شرایط ظرف بسته حاکم است.

حال با قرار دادن فاصله میان دو شهر Torring و Udlum یعنی مقدار L=8.7 km از رابطه پایین مقدار ضریب پراکندگی محوری یا D/u به دست می‌آید.

$$\frac{D}{u(8.7\ km)} = 0.0051$$

$$\frac{D}{u} = 0.0444\ \ km$$

اکنون می‌توان میزان سرعت خطی ردیاب و ضریب پراکندگی را نیز به صورت زیر محاسبه نمود.

$$u = \frac{l}{\bar{t}} = \frac{8.7\ km}{5.25\ hr} = 1.657\ (\frac{km}{hr})$$

$$D = 0.0444 \times 1.657 = 0.07357 \frac{(km)^2}{hr}$$

۱۳-۳) مطالعات RTD توسط Jagadeesh و Satyanarayana (در سال ۱۹۷۲) در یک راکتور لوله‌ای (L= 1.21 m , ID = 35 mm) انجام شده است. یک فواره از محلول NaCl (با نیروی ۵ N) به ورودی راکتور تزریق می‌شود و اندازه‌گیری‌های کلاهک اختلاط در خروجی به دست آمده است از نتایج زیر عدد پراکندگی ظرف مورد نظر و همچنین

ار حجم راکتور که توسط تیغه‌ها (Baffles) اشغال شده است را حساب نمایید.

: از نتایج آزمایشات موجود در جدول زیر مقدار غلظت کل را محاسبه کرده و مقدار متوسط زمان اقامت را حساب می‌کنیم.

t (sec)	t (sec)	C
0-20	10	0
20-25	22.5	60
25-30	27.5	210
30-35	32.5	170
35-40	37.5	75
40-45	42.5	35
45-50	47.5	10
50-55	52.5	5
55-70	62.5	0

$$\sum C = 565$$

$$\sum tC = 17687.5$$

$$\sum t^2C = 573781.25$$

$$t = \frac{\sum tC}{\sum C} = 31.31\ sec$$

ر مجذور شاخص پراکندگی به صورت زیر محاسبه می‌گردد.

$$\sigma^2 = \frac{\sum t^2C}{\sum C} - (t)^2 = 35.52\ sec^2$$

$$\frac{D}{uL} = \frac{\sigma^2}{2(t)^2} = 0.018$$

ن می‌توانیم مقدار حجم بفل‌ها یا تیغه‌های داخل راکتور را محاسبه نماییم

$$V = (1.21 \times 10^2) \times \pi \times (1.75)^2 = 1164\ cm^3$$

$$v = 1300\ (\frac{cm^3}{min}) = 21.67\ (\frac{cm^3}{sec})$$

$$\bar{t} = \frac{V}{v} = \frac{1164}{21.67} = 53.72\ sec$$

نتیجه حجم بفل‌ها به صورت زیر به دست می‌آید.

$$V_{baffles} = \frac{53.72 - 31.31}{53.72}(1164) = 486\ cm^3$$

۱۳-۴) یک پالس رادیواکتیو از باریم (Ba) ۱۴۰ به یک خط لوله ۱۰ اینچی (ID = 10 in Or 25.5 cm) با طول ۲۹۳ km برای پمپاژ محصولات نفت خام (u=81.7 cm/s , Re=24000) از Rengely در Colorado تا دریاچه نمک شهر Utah استفاده شد. مقدار زمان عبور سیال شامل $\frac{1}{2}C_{max}$ یا نصف غلظت بیشینه از ردیاب را تخمین بزنید و مقادیر محاسبه شده خود را با زمان عبوری ۸۹۵ ثانیه‌ای گزارش شده از ۵ بار اجرا مقایسه نمایید. از جدول مقادیر برای توزیع گوسی $C > \frac{C_{max}}{2}$ بین $\bar{\theta} \pm 1.18\,\sigma_\theta$ اتفاق افتاده است. این اطلاعات ممکن است مفید باشد. (دادهها از Hull و Kent کتاب معرفی مهندسی شیمی در سال ۱۹۵۲).

حل: با توجه به عدد رینولدز، جریان آشفته است و بنابراین مقدار انحراف از حالت ایده آل کم می‌باشد، پس مقدار پراکندگی باید کم باشد.

$$Re = 2400$$

مطابق با نمودار شکل ۱۳.۱۵ صفحه ۳۱۰ کتاب انگلیسی از روی نمودار و عدد Re، میزان شدت پراکندگی با توجه به بخش ۱۳.۲ کتاب (ضرایب پراکندگی محوری) به دست می‌آید.

$$\frac{D}{ud_t} = 0.46$$

از نظریه تیلور داریم.

from Taylor Theory:

$$\frac{D}{ul} = \left(\frac{D}{ud_t}\right)\left(\frac{d_t}{l}\right) = 0.46\left(\frac{10 \times 2.54\ cm}{293 \times 10^5\ cm}\right)$$
$$= 398.771 \times 10^{-9} < 0.01$$

چون مقدار عدد پراکندگی کمتر از ۰/۰۱ می‌باشد، پس مقدار مجذور انحراف بدون بعد با خطایی اندک از رابطه زیر و درنتیجه مقدار انحراف بدون بعد یا $\delta(\theta)$ نیز به دست می‌آید.

$$\delta^2(\theta) = \frac{2D}{ul} = 797.542 \times 10^{-9}$$
$$\delta(\theta) = 893.0524 \times 10^{-6}$$
$$\bar{t} = \frac{l}{u} = \frac{293 \times 10^5\ cm}{81.7\left(\frac{cm}{s}\right)} = 99.62\ hr$$

با توجه به متوسط زمان اقامت از رابطه بالا، مقدار انحراف یا پهنای نمودار ردیابی از رابطه زیر حساب می‌گردد.

$$\delta(t) = \bar{t}\delta(\theta) = 99.62 \times (893.0524 \times 10^{-6}) = 0.08896\ hr$$

در نتیجه میزان مسافت زمانی طی شده با توجه به نمودار ۱۳.۴ یا سایر نمودارهای موجود و میزان شدت پراکندگی از نمودار ۱۳.۱۵ حساب می‌شود.

$$2.36\,\delta(t) = 2.36 \times 0.08896 = 0.2099\ hr = 755.8\ sec$$
$$\frac{D}{ud_t} \cong 0.41$$

۱۳-۵) یک جرعه از ماده ردیاب تزریق شده به همراه سیال حمل کننده‌اش در طول مستقیمی از لوله به صورت جریان پلاگ پخش شده، جریان می‌یابد. تا نقطه A از لوله، میزان پخش ردیاب ۱۶ m و در نقطه B، یک کیلومتر پایین تر از نقطه A، میزان پخش آن ۳۲ m می‌باشد. چه طور می‌توان میزان پخش یا پراکندگی را در نقطه C که ۲ کیلومتر پایین‌تر از نقطه A می‌باشد، تخمین زد؟

حل: این مسئله را با مدل پراکندگی حل می‌نماییم. همچنین ما می‌توانیم آن را با مدل تانک‌های سری حل نماییم.

از رابطه (۸) همین فصل داریم:

$$\sigma^2 = 2\left(\frac{DL}{u^3}\right)$$

$\sigma^2 \propto L$
$(\text{spread})^2 \propto L$

بنابراین داریم:

$\sigma_C^2 - \sigma_B^2 = \sigma_B^2 - \sigma_A^2$
$\sigma_C^2 - 1024 = 1024 - 256$

در نتیجه پراکندگی ماده C به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$\sigma_C^2 = 1792$

و عرض یا پهنای ردیاب C این چنین محاسبه می‌گردد.

عرض ردیاب $= k\sigma_C = 42.3\ \text{m}$

۱۳-۶) یک پالایشگاه، محصولات A و B را به طور موفقیت آمیزی، برای رسیدن به ایستگاههایی تا ۱۰۰ km دورتر، از میان خط لوله با قطر داخلی ID = 10 cm پمپاژ می‌نماید. خواص میانگین A و B به ترتیب زیر می تواند باشد که در آن $\rho = 850\,\frac{kg}{m^3}$، $\mu = 1.7 \times \frac{10^{-3}kg}{m.s}$، $D = 10^{-9}\,\frac{m^2}{s}$ است. سیال با سرعتی معادل u=20 cm/s جریان می‌یابد و هیچ مخزنی وجود ندارد (مخازن نگه دارنده یا حلقه‌های لوله‌ای شکلی که فقط کمی خم دارند). پهنای آلودگی به عرضی حدود ۱۰۰ km از جریان پایین دستی آلوده شده از ۱۶٪ تا ۸۴٪ را تخمین بزنید. (برگرفته از صنایع پالایش نفت، مارچ ۱۹۸۵).

حل: چون پهنای نمودار پراکندگی بین ۱۶ تا ۸۴ درصد در مسئله می‌باشد، پس مقدار مسافت زمانی طی شده دو برابر میزان انحراف است.

$16\% - 84\%$ *of Graph* width $= 2\delta(t)$

بنابراین ابتدا مقدار Re را مورد محاسبه قرار می‌دهیم. مشاهده می‌نمایید که جریان درهم یا آشفته است، پس مطابق با گراف ۱۳.۱۵ کتاب مقدار شدت

گی برای مایع حدود ۰/۹ به صورت زیر به دست می‌آید.

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{(850)(0.2)(0.1)}{1.7 \times 10^{-3}} = 10000 \rightarrow \text{Turbulent Flow}$$

$$\frac{D}{ud_t} = 0.9$$

مقدار عدد پراکندگی نیز از فرمول زیر یا بخش ۱۳.۲ کتاب محاسبه می‌شود

$$\frac{D}{ul} = \frac{D}{ud_t}\frac{d_t}{l} = 0.9\left(\frac{10\ \text{cm}}{10^6}\right) = 9 \times 10^{-7} < 0.01$$

مقدار عدد پراکندگی کمتر از ۰/۰۱ می‌باشد، بنابراین مقدار شاخص بدون انحراف و مقدار زمان اقامت نیز به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$\delta^2(\theta) = \frac{2D}{ul} = 18 \times 10^{-6}$$
$$\delta(\theta) = 1.3416 \times 10^{-3}$$
$$\bar{t} = \frac{l}{u} = \frac{10^7\ \text{cm}}{20\ \frac{\text{cm}}{\text{s}}} = 5 \times 10^5\ \text{sec}$$

میزان مسافت زمانی طی شده نیز به صورت زیر محاسبه می‌گردد.

$$\delta(t) = \bar{t}\delta(\theta) = (5 \times 10^5) \times (1.3416 \times 10^{-3}) = 670.82\ \text{sec}$$
$$16\% - 84\%\ \text{width} = 2\delta(t) = 1341.64\ \text{sec}$$

۱۴) نفت سفید و بنزین با سرعت 1/1 m/s با موفقیت از میان یک خط لوله به طول ۱۰۰۰ و قطر داخلی ID = 25.5 cm پمپ می‌شود. پهنای آلودگی را از ۵/۹۵ ٪ تا ۹ که در خروجی لوله داده شده است، و ویسکوزیته سینماتیک آن ۵۰/۵ ٪ را حساب نمایید. (داده‌ها و مسائل از Sjenitzer مهندسی خط لوله، دسامبر ۱)

ابتدا مقدار مجذور شاخص پراکندگی را برای این جریان حساب می‌نماییم.

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{(0.255)(1.1)}{0.9 \times 10^{-6}} = 3.12 \times 10^5$$

۱۵ همین فصل داریم.

$$\frac{D}{ud_t} = 0.22$$

از رابطه (۸) در فصل ۱۳ داریم:

$$\frac{D}{uL} = \frac{D}{ud_t} = \frac{d_t}{L} = 0.22\left(\frac{0.255}{1000000}\right) = 5.61 \times 10^{-8}$$

$$\frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \sigma_\theta^2 = 2\frac{D}{uL} = 2(5.61 \times 10^{-8}) = 11.22 \times 10^{-8}$$

بنابراین مقدار شاخص پراکندگی به صورت زیر محاسبه می‌گردد.

$$\sigma = (11.22 \times 10^{-8})^{\frac{1}{2}} \frac{1000000}{1.1} = 304.5 \text{ sec}$$

the with at 16 = (304.5)(1.1) = 335

از ۵/۹۵ تا ۹۵/۵ شکل ۱۲ نشان می‌دهد که این شامل ۶ × (۱/۶۵۵ × ۲) از پهنای نمودار است.

که ۵/۹۵ تا ۹۵/۵ درصد پهنا یا عرض مجذور شاخص پراکندگی ردیاب است، که به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$(335\text{ m})(1.655 \times 2) = 1105\text{ m}$$

و یا ۸۹.۵۵% = ۵.۹۵% − ۹۵.۵% مقدار می‌باشد.

۱۳-۸) آبی که از یک دریاچه سرازیر می‌شود، از میان یک پمپ به سمت پایین یک لوله بلند به صورت جریان مغشوش (turbulent) جریان می‌یابد. یک جرعه از ردیاب (نه به صورت یک پالس ایده آل) به مدخل آبگیری خط لوله در دریاچه و در جریان پایین دستی در دو موقعیت به فاصله L متر از هم، توی لوله وارد می‌شود. متوسط زمان اقامت سیال، میان نقاط ثبت شده ۱۰۰ ثانیه می‌باشد و واریانس دو سیگنال ثبت شده به صورت زیر است.

$$\sigma_1^2 = 800\ (\text{sec})^2$$
$$\sigma_2^2 = 900\ (\text{sec})^2$$

چه میزان پخش یا پراکندگی از یک پاسخ پالسی ایده آل برای یک بخش از این لوله، بدون در نظر گرفتن اثرات انتهایی و به طول L/5 در نظر گرفته می‌شود؟

حل: مقدار مجذور مقادیر انحراف را بین دو نقطه A , B و مقدار زمان اقامت میان دو نقطه را داریم.

$$\bar{t} \text{ between } A, B = 100 \text{ sec}$$
$$\sigma_A^2(t) = 800\ (\text{sec})^2$$
$$\sigma_B^2(t) = 900(\text{sec})^2$$

با توجه به شکل زیر داریم.

$$\left(\frac{\Delta_A}{\Delta_B}\right)^2 = \frac{X}{X+L} = \frac{800}{900} \rightarrow X = 8L$$

$$\left(\frac{\Delta_C}{\Delta_A}\right)^2 = \frac{8L + \frac{L}{5}}{8L} = 1.025$$

$$\left(\frac{\Delta_C}{800}\right)^2 = 1.025$$

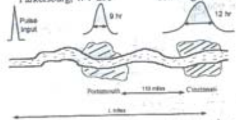
$$\delta_C^2 = 820\ sec^2$$

که مقدار درست و معقولی هم می‌باشد زیرا خمس یا ۱/۵ فاصله بین ۸۰۰ تا ۹۰۰ تقریباً همان ۲۰ می‌شود و اگر با مقدار شاخص انحراف ۸ جمع کنیم عدد ۸۲۰ به دست می‌آید.

۱۳-۹) در اواخر پاییز در مدخل‌های آبگیری در طول رودخانه Ohio، یک ماهی بزرگ کشته شد شواهد نشان می‌داد که شخصی مقادیر بالایی از ماده سمی را به داخل رودخانه ریخته است. ایستگاه‌های ناظر آب ما در Cincinnati و Portsmouth، رودخانه Ohio (به فاصله ۱۱۹ miles) گزارش داد که یک لکه بزرگ از فنول به پایین رودخانه حرکت کرده و ما جداً مشکوک بودیم که این علت آلودگی می‌باشد. ۹ ساعت طول کشید تا لکه از ایستگاه ناظر Portsmouth عبور کند و بیشترین (پیک - قله) غلظت در ساعت ۸ صبح روز دوشنبه بود. حدود ۲۴ ساعت بعد پیک لکه در Cincinnati مشاهده شد و ۱۲ ساعت بعد از این ایستگاه ناظر عبور کرد. فنول در تعدادی از موقعیت‌های

رودخانه Ohio استفاده شد و فاصله بالای رودخانه از Cincinnati به صورت زیر می‌باشد:

Ashland, KY-150 miles upstream
Huntington, WV-168
Pomeroy, OH-222
Parkersburg, WV-290
Marietta, OH-303
Wheeling, WV-385
Steubenville, OH-425
Pittsburgh, PA-500



در مورد منبع آلودگی احتمالی چه می‌توان گفت؟

حل: برای شروع فرض می‌کنیم که یک پالس (ضربان) کامل، به سیستم راکتور تزریق شده، پس باید فاصله جریان بالا دستی را از شهر Cinsinnati پیدا نماییم. به هر دلیلی مدل جریان، (پراکندگی، تانک‌های سری یا هر آنچه شما دارید) مطابق الگوی زیر می‌باشد.

$\sigma^2_{\text{tracer curve}} \propto$ (فاصله از نقطه تزریق)

(گستره نمودار) $\propto \sqrt{\text{فاصله جریان بالادستی از نقطه تزریق}}$

از Cinsinnati $14\ \text{hr} = kL^{\frac{1}{2}}$

از Portsmouth $10.5\ \text{hr} = k(L-119)^{\frac{1}{2}}$

بنابراین از تقسیم یکی از دو رابطه بالا بر دیگری و حل آن مقدار طول مسیر یا L به دست می‌آید.

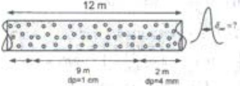
$L = 271.225 \approx 272\ \text{miles}$

از آنجائیکه رقابت به صورت همزمان ممکن نیست، هر موقعیتی در آنجا با $L \le 272$ miles تا معین می‌باشد.

توجه: این راه حل فرض می‌کند که کشیدگی‌های متفاوتی از رودخانه Ohio

مشخصات پراکندگی و جریان یکسانی دارند(یک فرض معقول)، و هیچ انشعابی در Ohio در ۲۷۲ مایلی از Cinsinnati تا جریان بالادستی نیست. (یک فرض ضعیف آن است که نقشه را برای موقعیت W.Va Charston در Kanawah بررسی نمائیم).

۱۳–۱۰) طول ۱۲ متری از یک لوله، با یک متر از مواد به ضخامت ۲ mm و ۹ متر از مواد به ضخامت ۱ cm و ۲ متر از مواد به ضخامت ۴ mm پر شده است. واریانس (تغییرات) را برای یک منحنی C خروجی برای یک پالس ورودی به داخل این بستر پر شده، اگر سیال ۲ دقیقه طول بکشد تا ازمیان بستر عبور کند تخمین بزنید. یک فضای خالی در بستر و یک شدت پخش، معادل D/udp =2 فرض نمایید.



حل: میزان زمان اقامت سیال در هر قسمت از لوله را با توجه به طول آن قسمت، به صورت زیر محاسبه می‌کنیم. برای ۲ m از مواد به قطر ۴ mm، ۹ m از مواد به قطر ۱ cm و یک متر از مواد به قطر ۲ mm می‌توان نوشت.

$\bar{t} = 2\ \text{min} = 120\ \text{sec}$

$\frac{D}{ud_p} = 2 = \text{constant}$

مفروضات مسئله را به صورت زیر داریم.

$L_1 = 2\ \text{m},\quad d_{p1} = 4\ \text{mm},\quad t_1 = 20\ \text{sec}$

$L_2 = 9\ \text{m},\quad d_{p2} = 1\ \text{cm},\quad t_2 = 90\ \text{sec}$

$L_3 = 1\ \text{m},\quad d_{p3} = 2\ \text{mm},\quad t_3 = 10\ \text{sec}$

بنابراین مقادیر اعداد پراکندگی به صورت زیر محاسبه می‌گردند.

$$\left(\frac{D}{ul}\right)_A = \left(\frac{D}{ud_p}\right)_A\left(\frac{d_p}{l}\right)_A = 2\left(\frac{2}{1000}\right) = 0.004 < 0.01$$

$$\delta_A^2(\theta) = 2\left(\frac{D}{ul}\right)_A = 2 \times 0.004 = 0.008$$

پس به ترتیب برای زمان‌های اقامت داریم

$$\bar{t}_A = \bar{t} \times \frac{l_a}{l} = \frac{1}{12} \times 2 = \frac{1}{6}\ \text{min}$$

$$\bar{t}_B = \bar{t} \times \frac{l_b}{l} = \frac{9}{12} \times 2 = \frac{3}{2}\ \text{min}$$

$$\bar{t}_C = \bar{t} \times \frac{l_c}{l} = \frac{2}{12} \times 2 = \frac{1}{3}\ \text{min}$$

$$\delta_A^2(\theta) = 2\left(\frac{D}{ul}\right)_A \Rightarrow \delta_A^2(t) = \bar{t}_A^2\delta_A^2(\theta)$$

$$\delta_A^2(t) = \left(\frac{1}{6}\right)^2 \times 0.008 = 0.00022\ \text{min}^2$$

$$\left(\frac{D}{ul}\right)_B = 2\left(\frac{d_p}{l}\right)_B = 2 \times \left(\frac{1\ \text{cm}}{900\ \text{cm}}\right) = 0.0022 < 0.01$$

$$\delta_B^2(\theta) = 2\left(\frac{D}{ul}\right)_B = 2 \times 0.0022 - 0.00444$$

$$\delta_B^2(t) = \bar{t}_B^2\delta_B^2(\theta) = \left(\frac{3}{2}\right)^2 \times 0.00444 = 0.00999\ \text{min}^2$$

$$\left(\frac{D}{ul}\right)_C = 2\left(\frac{d_p}{l}\right)_C = 2 \times \left(\frac{4}{2000}\right) = 0.004 < 0.01$$

$$\delta_C^2(\theta) = 2\left(\frac{D}{ul}\right)_C = 2 \times 0.004 = 0.008$$

$$\delta_C^2(t) = \bar{t}_C^2\delta_C^2(\theta) = \left(\frac{1}{3}\right)^2 \times 0.008 = 0.00088\ \text{min}^2$$

و به ترتیبی که در بالا ذکر شد مقادیر مورد نظر انحراف برای هر سه حالت a و b و c به دست می‌آید و مقدار کل انحراف برابر جمع مقادیر بالا می‌باشد که در زیر محاسبه شده است.

$$\delta_{\text{Overall}}^2(t) = \delta_A^2(t) + \delta_B^2(t) + \delta_C^2(t)$$
$$= 0.00022 + 0.00099 + 0.00088 = 0.011\ \text{min}^2$$

۱۳-۱۱) سینتیک‌های واکنش مایع همگن، در راکتور جریانی مطالعه شدند و برای تقریب جریان پلاگ، 48 cm از طول راکتور با گلوله‌های (ساچمه‌های کروی) غیر متخلخل به قطر 5 mm پر شد. اگر درصد تبدیل برای متوسط زمان اقامت ۱ ثانیه مقدار ۹۹٪ باشد، ثابت سرعت را برای واکنش درجه اول محاسبه کنید.

(a) فرض کنید که مایع با جریان پلاگ از راکتور عبور می‌کند.

(b) انحراف واقعی از جریان پلاگ را محاسبه کنید.

(c) مقدار خطا در k محاسبه شده، اگر انحراف از جریان پلاگ، قابل ملاحظه نباشد، چیست؟

داده: فضای خالی بستر $\varepsilon = 0.4$ و عدد رینولد ذره $Re_p=200$ می باشد.

حل: ابتدا k را با فرض جریان Plug (تخت) محاسبه می‌نماییم سپس پراکندگی حساب می‌نماییم.

حل قسمت a: k را برحسب Plug بودن جریان حساب می‌نماییم در حالت a واکنش درجه اول و مقدار $\varepsilon_A = 0$ می‌باشد.

$$k\tau = \ln\left(\frac{C_{A_0}}{C_A}\right)$$

$$k_{plug} = \frac{1}{\tau}\ln\left(\frac{C_{A_0}}{C_A}\right) = \frac{1}{1\ \text{sec}}(4.6) = 4.6\ \text{sec}^{-1}$$

حل قسمت b: k را با انحراف از جریان Plug مطابق با مدل پراکندگی حساب می‌کنیم.

از شکل ۱۷ فصل ۱۳ مقادیر زیر را برای عدد بدون بعد رینولد و ضریب تخلخل پیدا می‌کنیم.

$$Re_p = 200\ \&\ \varepsilon = 0.4$$

$$\frac{D\varepsilon}{ud_p} = 1$$

بنابراین داریم:

$$\frac{D}{ud_p} = 2.5$$

نسبت واقعی راکتور جریانی Plug با مقدار معادل آن، یا نسبتی مطابق با مقادیر ثابت نرخ مورد نظر از شکل ۱۹ یا رابطه (۲۲) به دست می‌آید. اگر نسبت k یا نسبت L به مقدار واحد، در رابطه (۲۲) را استفاده نماییم. پس داریم:

$$\frac{L}{L_p} = \frac{k_{true}}{k_{measured}} = 1 + k\tau\left(\frac{D}{uL}\right) = 1 + k\tau\left(\frac{D}{ud_p}\right)\left(\frac{d_p}{L}\right)$$

$$= 1 + 4.6(2.5)\left(\frac{5mm}{480mm}\right) = 1.1198$$

پس مقدار k واقعی به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$k_{true} = (4.6\,sec^{-1})(1.1198) = 5.15\,sec^{-1}$$

توجه: استفاده مستقیم از رابطه (۱۹) صفحه ۳۱۴ کتاب اصلی ویرایش سوم در فصل ۱۳ (متاسفانه با سعی و خطا همراه است) ولی جواب دقیق تری را می‌دهد. همچنین آیا شما اطمینان دارید که $k_{plug} < k_{true}$ است؟ خودتان در این زمینه تحقیق کنید!

حل قسمت x خطا با فرض جریان Plug به صورت زیر در حدود ۱۱٪ درصد تخمین زده می‌شود.

$$Error = \left(\frac{5.15 - 4.6}{5.15}\right) \times 100 = 11\%$$

۱۳-۱۲) راکتورهای لوله‌ای برای کراکینگ (شکست گرمایی) بر مبنای فرضیات راکتور پلاگ طراحی می‌شوند با این گمان که جریان غیرایده‌آل ممکن است یک فاکتور مهم باشد که از آن صرف نظر می‌شود، به ما اجازه دهید تا یک تخمین کامل از نقش آن در این مورد بزنیم. برای این فرض شرایط هم دما در یک راکتور لوله‌ای با قطر داخلی ID = 2.5 cm با استفاده از یک عدد رینولد برای سیال جاری عملیاتی می‌شود. واکنش کراکینگ یا شکست تقریباً درجه اول می‌باشد. اگر محاسبات نشان دهد که ٪ ۹۹ تجزیه در یک راکتور جریان پلاگ به طول ۳ متر حاصل می‌شود، اگر راکتور ایده آل باشد و جریان غیر ایده آل چه مقدار از طول آن می‌بایست به حساب آید (چه مقدار بلندتر است)؟

حل: مقدار عدد $Re=10^4$ می‌باشد. بنابراین از روی شکل ۱۳.۱۵ مقدار شدت پراکندگی ۰/۹، می‌شود، پس مقدار عدد پراکندگی به دست می‌آید.

$$\frac{D}{ud_t} = 0.9$$

$$\frac{D}{ul} = \left(\frac{D}{ud_t}\right)\left(\frac{d_t}{l}\right) = 0.9\left(\frac{2.5}{l}\right) = \frac{2.25}{l_{real}}$$

از رابطه (۲۲) فصل ۱۳ برای انحراف کم از حالت ایده آل، رابطه زیر را داریم که l_p طول راکتور پلاگ و l طول واقعی می‌باشد.

$$\frac{l}{l_p} = 1 + (k\bar{t})\frac{D}{ul}$$

همچنین از دوره کارشناسی برای واکنش‌های درجه n=1 رابطه زیر را به یاد داریم، پس مقدار حاصل ضرب زمان اقامت راکتور پلاگ در ثابت سرعت واکنش به صورت زیر به دست می‌آید.

$$l_p = 3\,m \quad , x_A = 0.99$$

$$-\ln(1 - x_A) = k\bar{t}$$

$$k\bar{t}_{plug} = 4.605$$

$$\frac{l}{3} = 1 + (4.605)\frac{2.25}{l} \Rightarrow l^2 = 3l + 31.08 \Rightarrow l = 7.24\,m$$

$$l = 724\,cm$$

یعنی طول راکتور در حالت ایده آل ۴۲۴ cm از حالت پلاگ بزرگتر می‌باشد. درصد خطا از حالت ایده آل نیز به صورت زیر حساب می‌شود.

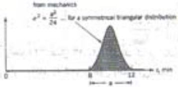
$$l - l_p = 724 - 300 = 424\,cm$$

$$\%\,Error = \frac{l - l_p}{l} \times 100 = 58.56\,\%$$

و از رابطه زیر می‌توان فهمید که راکتور در بسته بوده است.

$$\frac{D}{ul} = \frac{2.25}{310.36} = 0.007 < 0.01$$

۱۳-۱۳) محاسبات نشان می‌دهند که یک راکتور جریان پلاگ در یک محلول آبی از واکنش دهندمها ۹۹ ٪ تبدیل می‌دهد. هرچند راکتور ما یک RTD دارد که در شکل ۱۳.۱۳ نشان داده شده است. اگر C_{A0}=1000 باشد، اگر واکنش درجه اول باشد، چه غلظت خروجی، می‌توانیم در راکتور انتظار داشته باشیم؟ (از مکانیک سیالات برای یک مثلث متقارن با قاعده a که حول مرکز ثقلش دوران داده می‌شود داریم که $\sigma^2 = \frac{a^2}{24}$).



حل: برای جریان Plug با درصد تبدیل ۰.۹۹ و غلظت ثانویه ۱ و غلظت اولیه ۱۰۰۰ داریم:

$$X_A = 0.999 \ \text{or} \ C_A = 1.0 \ \text{and} \ C_{A_0} = 1000$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = e^{-kt}$$

از شکل بالا داریم:

$$t = \frac{12+8}{2} = 10 \ \text{min}$$

$$t = \ln\left(\frac{1000}{1}\right) = 6.9078 \rightarrow k = 0.69078$$

و از نمودار شماره ۱۳ فصل ۱۳ کتاب داریم:

$$a = 12 - 8 = 4 \ \text{min} \rightarrow \sigma^2 = \frac{4^2}{24} = \frac{2}{3}$$

بنابراین از رابطه (۲۱) کتاب در فصل ۱۳ داریم:

$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = \exp\left[(-kt) + \frac{k^2\sigma^2}{2}\right]$$

$$= \exp\left[-6.91 + \frac{(0.69)^2 \times \frac{2}{3}}{2}\right] = 0.00125 \rightarrow C_A = 1.17 \left(\frac{mol}{lit.min}\right)$$

فصل ۱۴

مدل تانک‌های سری (پشت سر هم)

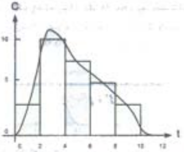
۱۴-۱) مدل تانکهای سری را با داده‌های خروجی سطل اختلاط زیر برای یک ورودی پالس متناسب نمایید.

t	0-2	2-4	4-6	6-8	8-10	10-12
C	2	10	8	4	2	0

حل: از نتایج تجربی آزمایش‌ها در جدول داریم:

$$t_{mean} = \frac{t_1 + t_2}{2}, \Delta t = t_2 - t_1$$

Δt	t	t_{mean}	C
2	0-2	1	2
2	2-4	3	10
2	4-6	5	8
2	6-8	7	4
2	8-10	9	2
2	10-12	11	0



که عدد ۱۱ با وزن یابی خطی به دست آمده است. اکنون مقدار واریانس و N یا تعداد تانک‌های سری را می‌توان حساب نمود.

از روابط (۱) و (۳) فصل ۱۳ کتاب داریم:

$$\bar{t} = \frac{\sum tC}{\sum C} = \frac{1(2) + 3(10) + 5(8) + 7(4) + 9(2)}{2 + 10 + 8 + 4 + 2}$$

$$= \frac{118}{26} = 4.538 \approx 4.54\ \text{sec}$$

$$\sigma^2 = \frac{\sum t^2 C}{\sum C} - \bar{t}^2 = \frac{1^2(2) + 3^2(10) + \dots}{2 + 10 + \cdots} - (4.538)^2$$

$$= 4.4038 \approx 4.41\ (\frac{1}{\text{sec}})$$

که از رابطه ۱۳.۳ می‌توان به صورت زیر تعداد تانک‌های سری را محاسبه نمود.

$$\frac{۱}{N} = \sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{4.41}{(4.54)^2} \approx 0.214$$

$$N = \frac{1}{0.214} = 4.67\ \text{tanks} \approx 5\ \text{tanks}$$

۱۴-۲) سیالی با یک نرخ پایدار از ده تانک سری خوش رفتار، شارش می‌کند. یک پالس ردیاب به اولین مخزن میرود، و در این زمان ردیاب سیستم را ترک می‌کند.
غلظت حداکثر = ۱۰۰ میلی مول

پخش ردیاب = ۱ دقیقه

اگر ده مخزن دیگر بصورت سری با ده تانک اصلی چیده شوند:

a) حداکثر غلظت ردیاب ترک کننده؟

b) میزان پخش (پراکندگی) ردیاب؟

c) چگونه پراکندگی نسبی با تعداد مخازن تغییر می‌کند؟

حل: به ازای تعداد تانک‌ها و با توجه به نحوه مسئله محاسبات را برای هر سه حالت a و b و c تکرار می‌نماییم.

حل قسمت a: ماکسیمم غلظت خروجی راکتور از رابطه زیر به دست می‌آید. بنابراین برای تعداد N=10 تانک، از صورت مسئله داریم $\delta_i^2 = 1\ \text{min}$ و $C_{max} = 100\ \text{mmol}$، پس می‌توان نوشت.

$$\bar{t} = N\bar{t}_i = 10\bar{t}_i$$

$$\delta_\theta^2 = \frac{\delta_i^2}{\bar{t}^2}, \delta_\theta^2 = \frac{1}{N} \Rightarrow \frac{\delta_i^2}{(10\bar{t}_i)^2} = \frac{1}{N} = \frac{1}{10} \Rightarrow \bar{t}_i = 0.316$$

$$E_{max} = \frac{E_{\theta max}}{\bar{t}} = \frac{\frac{N}{\sqrt{2\pi(N-1)}}}{N\bar{t}_i} = \frac{\frac{10}{\sqrt{2\pi(10-1)}}}{10 \times 0.316} = 0.42$$

$$E_{max} = \frac{C_{max}}{\text{Area}} \Rightarrow A = \frac{C_{max}}{E_{max}} = \frac{100}{0.42} = 238.1 \approx 239$$

حل قسمت b: به ازاء N=20 تانک نیز مقدار A ثابت است زیرا مقدار ردیاب ثابت است و تغییری نمی‌کند.

$$A_1 = A_2 = cte = 239$$

$$\bar{t} = 20\,\bar{t}_i = 20 \times 0.316 = 6.32$$

$$\delta_\theta^2 = \frac{1}{N} \Rightarrow \delta_t^2 = \frac{\bar{t}^2}{N} = \frac{(6.32)^2}{20} = 1.997 \Rightarrow$$

$$\delta_t = \sqrt{1.997} = 1.413\ \text{min}$$

در ضمن روابط زیر نیز در مورد تانک‌های سری برقرار است.

$$\text{Area} = \int C dt = \frac{M}{v}$$

$$\frac{E_{1_{max}}}{E_{2_{max}}} = \frac{C_{1_{max}}}{C_{2_{max}}}$$

حل قسمت c: در حالت پلاگ با افزایش تعداد تانک‌ها پراکندگی نسبی در سیستم کم می‌شود.

۱۴-۳) از مجله نیویورک تایمز (۲۵ دسامبر ۱۹۹۵)، خزانه ایالات متحده گزارش کرد که هشت دهم یک سنت از هزینه چاپ صورت حساب‌ها، به دلار و اینکه یک میلیارد و یک چهارم آن هم اکنون در گردش است. یک میلیارد آن به صورت آبونمان می‌بایست جایگزین شود. فرض کنید که صورت حساب‌ها را با یک نرخ ثابت و پیوسته به گردش انداخته‌ایم، و بدون صرف نظر از شرایط آن‌ها در یک وضعیت تصادفی، این گردش ادامه پیدا کند.
تصور کنید که یک سری از صورت حساب‌های دلاری جدید، با یک وضعیت حسابی ماه جاری به جای صورت حساب‌های اصلی در گردش گذاشته شوند.

(a) چه تعداد صورت حساب جدید در هر زمان در گردش است؟

(b) ۲۱ سال بعد، چه تعداد صورت حساب قدیمی در گردش خواهد بود؟

حل: تشابه فوق با جریان مختلط (mixed) می‌بایست اثبات شود. هرآنچه ما نیاز داریم باید انجام دهیم تا مقادیر مختلف را شناسایی نماییم. دوباره تلاش می‌کنیم تا آن را به صورت خلاصه انجام دهیم.

مقدار دبی و حجم راکتور مشخص می‌باشد.

$$v = 10^9 \frac{bills}{yr}$$
$$V = 1.25 \times 10^9 \text{ bills}$$

$n = bills$ (تعداد صورت حساب ها)

$n_0 =$ تعداد کل بقل ها

بنابراین مقدار E یا RTD به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$E(t) = \frac{fraction}{yr} = \frac{n}{n_0}$$

۱۴-۴) در ارتباط با مسئله قبلی، فرض کنید که در طی یک روز کاری، یک دسته اوراق جعلی به ارزش یک میلیون دلار، با جعل یک صورتحساب یک دلاری در گردش قرار گرفته‌اند.

(a) اگر مشخص نبود، چه تعداد از آن‌ها به صورت تابعی از زمان در گردش خواهند بود؟

(b) بعد از ۱۰ سال، چه تعداد از این صورتحساب‌ها هنوز در گردش می‌باشد؟

حل قسمت a: می‌خواهیم بدانیم چه تعداد از صورت حساب‌های جدید در هر زمان t در گردش هستند. به صورت زیر عمل می‌کنیم.

$$F(t) = 1 - e^{-\frac{t}{\tau}} = 1 - e^{-\left(\frac{t}{1.25}\right)}$$

از قضیه مقدار اولیه و مقدار نهایی داریم:

$$\begin{cases} t = 0, F(t) = 0 \\ t = \infty, F(t) = 1 \end{cases}$$

حل قسمت b: تعداد صورت حساب‌های در گردش بالاتر از ۲۱ سال پیش توسط تابع E(t) داده شده‌اند. بنابراین بازه ما در تابع تحت انتگرال از عدد ۲۱ تا بی نهایت می‌باشد. در اینجا n_0 تابع جمعیت ما است و E(t) تابع رشد نمایی صورت حساب‌ها طی هر سال میلادی می‌باشد. که از رابطه (۱۱) فصل ۱۴ کتاب به دست آمده است. با این تفاوت که در رابطه زیر به جای C_A از n و به جای C_{A0} از n_0 استفاده شده است.

$$n = \int_{21}^{\infty} n_0 E(t) dt \quad \text{where} : n_0 = C_{A0} , n = C_A$$

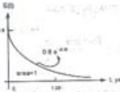
$$hat\ \ n_0 = 1.25 \times 10^9 \ \ \& \ \ E(t) = \frac{1}{\bar{t}} e^{-\frac{t}{\bar{t}}} = 0.8\, e^{-0.8t}$$

$$n = \int_{21}^{\infty} (1.25 \times 10^9)(0.8e^{-0.8t})dt$$

$$E(t) = 1.25 \times 10^9 e^{-0.8t} \Big|_{21}^{\infty}$$

$$= (-1.25 \times 10^9)\left[\frac{1}{e^{\infty}} - \frac{1}{e^{0.8(21)}}\right]$$

$$= 63.2 \text{ bills}$$



ما این ۲۰ صورت حساب را در نظر گرفتیم، زیرا یک توزیع پایدار دوره‌ای را فرض کردیم. در حالی که در حقیقت اینچنین نبود.

۱۴-۵) مسئله ۱۳-۳ را تکرار کنید اما به جای مدل پراکندگی از مدل تانک‌های سری استفاده نمایید.

حل: برای جریان Plug به صورت زیر داریم:

$$k\bar{t} = \ln\left(\frac{C_{A_0}}{C_A}\right) = \ln\left(\frac{1000}{1}\right) = 6.9078$$

در این مسئله همانند سؤال ۱۳ فصل ۱۳ عمل می‌کنیم با این تفاوت که به جای استفاده از مدل پراکندگی از مدل تانک‌های سری استفاده می‌نماییم.

برای انحراف کوچک از جریان Plug به وسیله تانک‌های سری، ابتدا σ^2 را محاسبه می‌نماییم.

$$\sigma^2 = \frac{a^2}{24} = \frac{4^2}{24} = \frac{2}{3}$$

$$\bar{t} = 10$$

و بدین صورت طبق فرمول شماره (۵) فصل ۱۴ یا فرمول شماره (۳) همین فصل تعداد تانک‌های سری به دست می‌آید.

$$\frac{1}{N} = \sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{\frac{2}{3}}{10^2} = 0.67 \times 10^{-2}$$

$$N = 150 \text{ tanks}$$

حاصل ضرب ثابت سرعت واکنش در زمان متوسط اقامت برای یک تانک به

...وت زیر حساب می‌شود.

$$k\bar{t}_i = \frac{6.9078}{150} = 0.0461$$

...دوره کارشناسی می‌دانیم که برای تانک‌های mixed به صورت سری رابطه زیر ...قرار است، پس داریم:

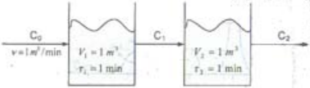
$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = \frac{1}{(1 + k\bar{t}_i)^N} = \frac{1}{(1 + 0.0461)^{150}} = \frac{1}{863} = 0.00116$$

... غلظت نهایی خروجی از ۱۵۰ امین تانک سری به صورت زیر به دست ...آید.

$$C_A = 1000 \times 0.0016 = 1.16 \ \frac{mol}{lit}$$

...-۶) جریانی از جامدات ریز کاملاً معلق ($v = 1\ m^3/min$) از میان دو راکتور ...یانی mixed به طور سری هرکدام شامل $1\ m^3$ دوغاب عبور می‌نمایند. به ...ض اینکه یک ذره وارد راکتورها شود، درصد تبدیل برای محصول شروع ...شود و بعد از دو دقیقه در راکتورها کامل می‌شود. وقتی ذره‌ای راکتورها را ...ک می‌کند، واکنش متوقف می‌شود. چه کسری از ذرات در این سیستم به ...محصول تبدیل می‌شوند؟

...ل: با توجه به زمان اقامت ذره، ذرات با زمان اقامت مساوی یا بیش از دو دقیقه ...رصد تبدیل کامل دارند.



$$t = \frac{V}{v} = \frac{1}{1} = 1 \text{ min}$$

$t_{termination} = 2\ \text{min}$

$E(t) = \frac{t}{\tau^2} e^{-\frac{t}{\tau}}$

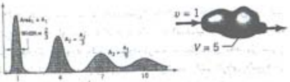
$\tau = 1\ \text{min}$

بنابراین کسر موادی که درصد تبدیل کامل دارند در جریان خروجی از فرمول زیر به دست می‌آید.

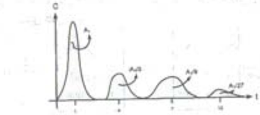
$$\int_2^{\infty} E(t)dt = \int_2^{\infty} \frac{t}{\tau^2} e^{-t/\tau} = \int_2^{\infty} \frac{t}{1^2} e^{-t} = -te^{-t} - e^{-t} \Big|_2^{\infty} = 0.4$$

این یعنی ۴۰ درصد ذرات ورودی تبدیل کامل دارند.

۷-۱۴) RTD شکل ۱۴.۷ را با مدل تانک‌های سری متناسب نمایید.



حل: ابتدا هر پالس را توسط جریان پلاگ تقریب می‌زنیم. سپس از شکل ۱۲.۱ به صورت زیر داریم.



$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{1}{3} = \frac{R}{R+1} \rightarrow R = \frac{1}{2}$$

$$\frac{V_{p_1}}{(R+1)v} = 1 = \frac{V_{p_1}}{\left(\frac{1}{2}+1\right)1} \rightarrow V_{p_1} = \frac{3}{2}$$

$$\frac{V_{p_1}}{(R+1)v} + \frac{V_{p_2}}{Rv} = 3 = \frac{\frac{3}{2}}{\left(\frac{1}{2}+1\right)1} + \frac{V_{p_2}}{\left(\frac{1}{2}\right)1} \rightarrow V_{p_2} = 1$$

بنابراین حجم فعال کل و حجم مرده به صورت زیر محاسبه می‌گردند.

$V_{active,total} = \frac{3}{2} + 1 = 2.5$

$V_{dead} = 5 - 2.5 = 2.5$

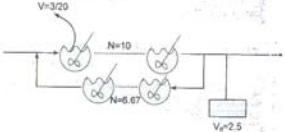
بنابراین ملاحظه می‌نمایید که پالس خروجی پهنا دارد، پس از شکل ۳ فصل ۱۴ رابطه زیر را استفاده می‌نماییم.

$$\frac{\Delta\theta}{\theta_{max}} = \frac{\frac{2}{3}}{1} = \frac{2}{\sqrt{N_1 - 1}}, N_1 = 10\ \text{tanks}$$

همانطور که در بالا ملاحظه نمودید تقریب اولیه تعداد تانک‌ها به دست آمد و برای $N \geq 10$ مقدار ۰/۶۱ یا $\frac{2}{3}$ از شکل برای N_2 به صورت زیر به دست می‌آید.

$$N_2 = \frac{2}{3}N_1 = \frac{2}{3}(10) = 6.67\ \text{tanks} \approx 7\ \text{tanks}$$

$$V_1 = 1.5, N = 10, V_{each} = \frac{3}{20}$$



حال بررسی می‌نماییم که مقدار زمان اقامت متوسط با حجم و دبی کل صادق است یا نه؟

$$\bar{t} = \frac{\sum tC}{\sum C}$$
$$= \frac{1(A_1) + 4\left(\frac{A_1}{3}\right) + 7\left(\frac{A_1}{9}\right) + 10\left(\frac{A_1}{27}\right) + 13\left(\frac{A_1}{81}\right) + 16\left(\frac{A_1}{243}\right) + \dots}{A_1 + \frac{A_1}{3} + \frac{A_1}{9} + \frac{A_1}{27} + \frac{A_1}{81} + \frac{A_1}{243} + \dots}$$
$$\bar{t} = \frac{1 + \frac{4}{8} + \frac{7}{9} + \frac{10}{27} + \frac{13}{81} + \frac{16}{243} + \frac{19}{729} + \dots}{1 + \frac{1}{3} + \frac{1}{9} + \frac{1}{27} + \frac{1}{81} + \frac{1}{243} + \frac{1}{729}}$$
$$= \frac{3.7339}{1.4993} = 2.49 = 2.5\ sec$$
$$\bar{t} = \frac{V_1 + V_2}{v} = \frac{1.5 + 1.0}{1.0} = 2.5\ sec$$

ملاحظه می‌نمایید که دو مقدار محاسبه شده، از فرمول ردیاب و رابطه حجم ۲ راکتور برای زمان اقامت با هم برابر است، پس مقدار متوسط زمان اقامت صادق است.

۱۴-۸) از یک پالس ورودی به یک ظرف، ما سیگنال‌های خروجی زیر را به دست می‌آوریم.

Time, min	1	3	5	7	9	11	13	15
Concentration (arbitrary)	0	0	10	10	10	10	0	0

ما می‌خواهیم جریانی در طول ظرف با مدل تانک‌های سری ارائه کنیم. تعداد تانک‌های لازم را تعیین نمایید.

حل: ابتدا متوسط زمان اقامت را از فرمول زیر محاسبه می‌نماییم.

$$\bar{t} = \frac{\sum_{i=1}^{N} C_i t_i \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{N} C_i \Delta t_i} = \frac{\sum_{i=1}^{N} C_i t_i}{\sum_{i=1}^{N} C_i}$$

$$= \frac{1\times0 + 3\times0 + 5\times10 + 7\times10 + 9\times10 + 11\times10 + 13\times0 + 15\times}{0 + 0 + 10 + 10 + 10 + 10 + 0 + 0}$$
$$\Rightarrow \bar{t} = 8\ min$$

...ون میزان انحراف از حالت ایده آل از رابطه زیر محاسبه می‌گردد.

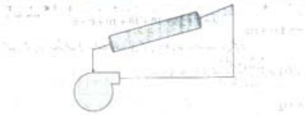
$$\delta^2(t) = \frac{\sum_{i=1}^{N} C_i t_i^2 \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{N} C_i \Delta t_i} - \bar{t}^2 = 5\ min^2$$
$$\delta^2(t) = \frac{\bar{t}^2}{N}$$

...ر نتیجه تعداد تانک‌ها از رابطه زیر تقریبا" برابر ۱۳ عدد می‌گردد.

$$N = \frac{64}{5} = 12.8 \cong 13\ tanks$$

۱۴-۹) سیالات زایعاتی شدیداً رادیواکتیو، در تانک‌های محافظ (ایمن) که طول ...یاد و قطر کم دارند (به طور مثال: 10cm تا 20m)، با لوله‌هایی با شیب ناچیز ...جیر، می‌شوند. برای جلوگیری از رسوب و لکه‌های داغ (Hot Spot) و همچنین ...رای مطمئن بودن از یکنواختی، قبل از نمونه‌گیری محتویات، سیال دومرتبه در ...ین لوله‌ها به گردش می‌افتد. برای چنین مدلی جریان در این تانک‌ها، یک پالس ...ز ردیاب وارد می‌شود و منحنی شکل ۱۴.۹ ثبت می‌شود. یک مدل مفید برای ...ین سیستم توسعه دهید و پارامترها را ارزیابی کنید.

حل: مقدار N از شکل ۱۴.۳ همین فصل به دست می‌آید. یعنی رابطه مورد نظر در شکل به صورت زیر ساده می‌شود.



$$\frac{\Delta\theta}{\theta_{max}} = \frac{2}{\sqrt{N-1}} \Rightarrow \left(\frac{\theta_{max}}{\Delta\theta}\right)^2 = \frac{N-1}{4}$$

$$N = 1 + 4\left(\frac{\theta_{max}}{\Delta\theta}\right)^2$$

$\Delta\theta$ پهنای نمودار در ٪۶۰ ماکزیمم ارتفاع می‌باشد و θ_{max} موقعیت ماکزیمم ردیاب است.

بنابراین با استفاده از یک خط‌کش و یک چشم تیزبین، می‌توان از شکل ۱۴.۴ مقادیر زیر را به ترتیب برای اولین و دومین و سومین و چهارمین Peak (بیشترین ارتفاع – قله) از نمودار شکل مورد نظر تعیین نمود.

$$N_{1_{pass}} = 1 + 4\left(\frac{16.2\ mm}{3.2\ mm}\right)^2 = 104\ tanks, \ldots or\ N = 104\ \frac{tanks}{pass}$$

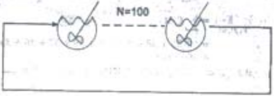
$$N_{2_{passes}} = 1 + 4\left(\frac{32.6}{4.6}\right)^2 = 202\ tanks, \ldots or\ N = 101\ \frac{tanks}{pass}$$

$$N_{3_{passes}} = 1 + 4\left(\frac{48.7}{5.6}\right)^2 = 304\ tanks, \ldots or\ N = 101\ \frac{tanks}{pass}$$

$$N_{4_{passes}} = 1 + 4\left(\frac{65}{6.6}\right)^2 = 389\ tanks, \ldots or\ N = 97\ \frac{tanks}{pass}$$

که در این صورت متوسط مقادیر فوق حدود صد تانک بر هر گذر یا عبور ردیاب از سیستم راکتورهای سری می‌باشد.

$$N = \frac{104 + 101 + 101 + 97}{4} \approx 100\ \left(\frac{tanks}{pass}\right)$$



۱۴-۱۰) یک راکتور با تعدادی از تیغه‌های (Baffles) تقسیم کننده برای اجرای واکنش به کار گرفته می‌شود.

$$A \rightarrow R\ with\ -r_A = 0.05\,C_A\ \left(\frac{mol}{lit.\,min}\right)$$

یک آزمایش ردیاب پالسی، نتایج نموداری خروجی زیر را می‌دهد.

t (min)	0	10	20	30	40	50	60	70
C(mol/lit)	35	38	40	39	37	36	36	35

(a) مساحت تحت منحنی C برحسب t را بیابید.

(b) منحنی E برحسب t را بیابید.

(c) واریانس منحنی E را حساب کنید.

(d) چه تعداد تانک به صورت سری معادل این ظرف می‌باشند؟

(e) مقدار X_A را با فرض جریان پلاگ حساب نمایید.

(f) مقدار X_A را با فرض جریان mixed (مخلوط) حساب نمایید.

(g) مقدار X_A را با فرض مدل تانک‌های سری حساب نمایید.

(h) X_A را مستقیما از داده‌ها حساب کنید.

حل: به ترتیب قسمت‌های مختلف مسئله را حل می‌کنیم و به پیش می‌رویم تا به جواب برسیم.

حل قسمت a: ابتدا مقدار مساحت ناحیه پخش ردیاب را با فرمول زیر به دست می‌آوریم.

$$Area = \int C dt = \sum_{i=1}^{N} C_i \Delta t_i$$
$$= 10(35 + 38 + 40 + 40 + 39 + 37 + 36 + 35)$$
$$= 3000\ cm^2$$

حل قسمت b: اکنون میزان E یا RTD را محاسبه می‌نماییم. که این مقادیر در جدول زیر ثبت گردیده است.

$$E = \frac{C_{pulse}}{\int C dt} = \frac{C_{pulse}}{3000}$$

t (min)	0	10	20	30	40	50	60	70
C(mol/lit)	35	38	40	39	37	36	36	35
E (1/min)	0.0117	0.0127	0.0133	0.0132	0.013	0.0123	0.012	0.0117

حل قسمت c: اکنون میزان واریانس یا انحراف از روابط زیر محاسبه می‌گردد.

$$\bar{t} = \frac{\sum_{i=1}^{N} C_i t_i \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{N} C_i \Delta t_i} = \frac{\sum_{i=1}^{N} C_i t_i}{\sum_{i=1}^{N} C_i} = \frac{10400}{300} = 34.667\ min$$

$$\delta^2(t) = \frac{\sum_{i=1}^{N} C_i t_i^2 \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{N} C_i t_i} - \bar{t}^2 = \frac{511800}{300} - 34.667^2 = 504.22\ min^2$$

نکته: مقدار δ_t برای هر دو منحنی E و C یکسان می‌باشد.

حل قسمت d: در نتیجه تعداد مخزن‌ها از رابطه زیر به دست می‌آیند.

$$\delta^2(t) = \frac{\bar{t}^2}{N}$$
$$N = \frac{34.667^2}{504.22} = 2.23 \approx 3\ tanks$$

حل قسمت e: برای راکتور پلاگ رابطه زیر را برای محاسبه درصد تبدیل داریم.

$$-\ln(1 - x_A) = k\bar{t}$$
$$\ln(1 - x_A) = -0.05 \times 34.667$$
$$=> x_A = 0.8233$$

حل قسمت f: مقدار درصد تبدیل برای راکتور mixed یا CSTR به صورت زیر محاسبه می‌گردد.

$$\bar{t} = \tau = \frac{C_{A_0} x_A}{k C_{A_0}(1 - x)}$$
$$34.667 = \frac{x}{0.05 \times (1 - x)}$$
$$x = 0.634$$

حل قسمت g: مقدار درصد تبدیل با فرض وجود ۳ مخزن سری به صورت زیر محاسبه می‌گردد.

$$N = 3\ tanks$$

از دوره کارشناسی می‌دانیم که واکنش برای هر دو حالت سیال میکرو و ماکرو در حالت n=1 یکی است. حال از رابطه زیر برای محاسبه درصد تبدیل ۳ راکتور سری استفاده می‌نماییم.

n = 1 (for macro and micro is same)

$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = 1 - x = \frac{1}{(1 + k\bar{t}_i)^N} = \frac{1}{\left(1 + k\frac{\bar{t}}{N}\right)^N}$$

$$=> \frac{C_A}{C_{A_0}} = \frac{1}{\left(1 + 0.05 \times \frac{34.67}{3}\right)^3} = 0.25$$

$$x = 1 - 0.25 = 0.75 = 75\ \%$$

۱۴-۱۱) راکتوری که با مشخصات جریانی توسط منحنی C غیر نرمال شده و در جدول ۱۴.۱۱ داده شده است و توسط شکل این منحنی، ما احساس می‌کنیم که مدل‌های پراکندگی یا تانک‌های سری، می‌بایست به طور رضایت بخشی، جریان را در راکتور ارائه نمایند.

a) میزان تبدیل مورد انتظار در این راکتور را، با فرض اینکه مدل پراکنگی درست باشد پیدا کنید.

b) تعداد تانک‌های سری را که راکتور ارائه خواهد داد و میزان تبدیل مورد نظر، با فرض اینکه مدل تانک‌های سری مورد نظر باشد، پیدا نمایید.

c) میزان تبدیل را به طور مستقیم با استفاده از منحنی ردیاب به دست آورید.

d) در مورد تفاوت در این نتایج و وضعیتی که شما فکر می‌کنید، مناسب‌ترین است توضیح دهید.

Time	Tracer Concentration	Time	Tracer Concentration
0	0	10	67
1	9	15	47
2	57	20	32
3	81	30	15
4	90	41	7
5	90	52	3
6	86	67	1
8	77	70	0

داده‌ها: واکنش بنیادی فاز مایع، به صورت A+B→Products با یک درصد کافی اضافی از B به وقوع می‌پیوندد، به طوری که واکنش اساسا" درجه اول است. به علاوه اگر جریان پلاگ وجود داشت، میزان تبدیل در راکتور ٪ ۹۹ می‌بود.

حل: برای یافتن مشخصات غیر ایده آل راکتور آزمایشگاهی، $\frac{D}{uL}$ صحیح را برای استفاده از مدل پراکندگی یا مقدار صحیح N را برای استفاده از مدل تانک‌های سری تعیین می‌نماییم.

این به یکی از دو روش انجام می‌شود:۱- توسط تطبیق منحنی ردیاب (tracer) تجربی با منحنی‌های ۱۳.۴ تا ۱۳.۹ (برای مدل پراکندگی).۲- شکل ۱۳.۲ برای مدل تانک‌های سری. یا به وسیله محاسبه σ_θ^2 و از آن محاسبه مقادیر N یا $\frac{D}{uL}$ بنابراین ابتدا $\bar{t}$ و σ_θ^2 را از جدول داده‌ها با استفاده از روابط (۱-۱۳) و (۳-۱۳) به صورت زیر محاسبه می‌نماییم.

$$\sum C = 213\ \text{mol/lit} \rightarrow \sum tC = 2149 \rightarrow \sum t^2C = 37685$$

$$\bar{t} = \frac{2149}{213} = 10.09\ \text{min}$$

$$\sigma^2 = \frac{37685}{213} - (10.09)^2 = 75.1168\ \frac{1}{\text{sec}}$$

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{75.1168}{(10.09)^2} = 0.7378$$

اکنون رفتار آن را در یک راکتور جریانی پلاگ ایده آل تعیین می‌نماییم.

$$k = 0.456\ \text{min}^{-1}$$

$$k\bar{t} = (0.456)(10.09) = 4.6$$

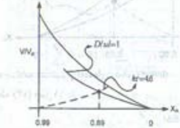
بنابراین برای جریان پلاگ داریم.

$$X_A = 1 - e^{-k\bar{t}} = 1 - e^{-4.6} = 0.99$$

اکنون با داشتن میزان درصد تبدیل، آماده می‌شویم تا مسئله را به پیش ببریم.

حل قسمت a: استفاده از مدل پراکندگی.

توضیح: در اینجا رابطه (۱۵-۱۳) σ_θ^2 را به $\frac{D}{uL}$ ربط می‌دهد و بنابراین داریم.



$$\sigma_\theta^2 = 0.7378 = 2\left(\frac{D}{uL}\right) - 2\left(\frac{D}{uL}\right)^2\left[1 - e^{-\frac{uL}{D}}\right]$$

با حدس و خطا مقدار $\frac{D}{uL}$ حدود یک می‌شود. بنابراین با استفاده از شکل ۱۳.۱۹ مقدار درصد تبدیل از روی شکل و با استفاده از مدل پراکندگی، حدود ۰/۸۹ می‌شود.

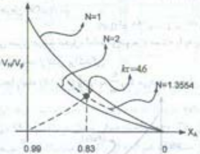
$$X_{disp.} = 0.89\ \ \text{OR}\ \ 89\%$$

حل قسمت b: استفاده از مدل تانک‌های سری.

توضیح: از رابطه (۳) فصل ۱۴ ما مقدار N را به صورت زیر تعیین می‌نماییم بنابراین از شکل ۱۳.۱۹ مقدار درصد تبدیل برای تانک‌های سری به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$N = \frac{1}{\sigma_\theta^2} = \frac{1}{0.7388} = 1.3554 = 2 \text{ tanks}$$

$$X_{tanks} = 83\%$$



حل قسمت c: استفاده مستقیم از داده‌های ردیاب (tracer).

توضیح: از رابطه (۱۳) فصل ۱۱ داریم.

$$\frac{C}{C_0} = \sum \left(\frac{C}{C_0}\right) E\Delta t$$

برای یافتن نمودار E، یک ناحیه برحسب c می‌سازیم. یا با استفاده از مثال ۱۱.۱ به صورت زیر عمل می‌نماییم.

$$E = \frac{C}{\text{area}} = \frac{C}{\sum C_i \Delta t}, \ldots \text{or } E\Delta t = \frac{C}{\sum C_i}$$

t, min	C	$\frac{e^{-0.456 t_i} C_i}{213}$
0	0	0
1	17	0.0506
3	38	0.0454
5	33	0.158
7	26	0.0050
9	20	0.0015
11	16	0.0005
13	13	0.0002
15	10	0.0001
17	8	16×10^{-6}
19	6	5×10^{-6}
21	5	2×10^{-6}
23	4	$1 \times 10^{-6} \approx 0$
25-27	3	-
29-31	2	-
33-45	1	-
	$\sum C = 213$	$\sum \frac{e^{-0.456 t_i} C_i}{213} = 0.1191$

حال با استفاده از روش مثال ۱۱.۴ داریم.

$$\frac{C}{C_0} = \sum \left(\frac{C}{C_0}\right)_{Batch} E\Delta t = \sum e^{-kt} \cdot \frac{C}{\sum C} = \sum_i e^{-0.456 t_i} \cdot \frac{C_i}{213}$$

و با استفاده از مقدار ۰/۱۱۹۱ از روی نمودار مقدار تبدیل ۰/۸۸ می‌شود.

$$X_{\underset{Curve}{from}} = 0.88 = 88\%$$

حل قسمت d: اکنون می‌خواهیم بدانیم کدام جواب معتبرتر است.

طبیعتاً استفاده مستقیم از نمودار ردیاب، جواب معتبرتری می‌دهد. در این مسئله RTD داده شده از مدل پراکندگی با $\frac{D}{ul} = 1$ به دست آمد. بنابراین به خوبی انتظار می‌رفت که جواب‌های بخش‌های a و c می‌بایست سازگار باشند. این طور نیست؟

فصل ۱۵

مدل جابجایی برای جریان آرام

یک مایع ویسکوز قرار است در حین عبور از یک راکتور لوله‌ای که در آن جریان دارای مدل جابجایی است واکنش دهد اگر این راکتور با جریان پلاگ، ۸۰ درصد تبدیل دهد، چه درصد تبدیلی را میتوانیم انتظار داشته باشیم؟

۱۵-۱) واکنش از سینتیک درجه صفر پیروی می‌کند.

حل: در این مسئله با یک واکنش درجه صفر روبرو هستیم، پس داریم:

$$n = 0 => C_{A0} - C_A = kt =>$$
$$\frac{C_A}{C_{A0}} = 1 - \frac{kt}{C_{A0}} = 1 - X_A = 1 - 0.8 = 0.2$$

چون این مسئله از مدل جابجایی تبعیت می‌نماید، پس به صورت زیر داریم:

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$
$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \left(1 - \frac{kt}{2C_{A0}}\right)^2 = \left(1 - \frac{0.8}{2}\right)^2 = 0.36$$
$$=> X_A = 1 - 0.36 = 0.64$$

۱۵-۲) واکنش درجه دوم است.

حل: برای راکتور لوله‌ای (Plug) با فرض حالت ایده آل داریم.

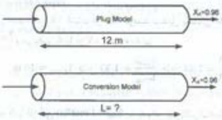
$$\frac{X_A}{1 - X_A} = kC_{A0}t => \frac{0.8}{0.2} = 4 = kC_{A0}t$$

در اینجا چون واکنش درجه دو است (n=2)، از معادله (۱۱) کتاب در همین فصل مقدار درصد تبدیل به صورت زیر محاسبه می‌شود

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = 1 - kC_{A0}t\left[1 - \frac{kC_{A0}t}{2}\,\mathrm{Ln}\left(1 + \frac{2}{kC_{A0}t}\right)\right]$$
$$= 1 - 4\left[1 - \frac{4}{2}\,\mathrm{Ln}\left(1 + \frac{2}{4}\right)\right] = 0.24$$
$$X_A = 0.76 \rightarrow 76\,\%$$

۱۵-۳) با فرض جریان plug، محاسبه میکنیم که یک راکتور لوله‌ای با طول ۱۲ متر، تبدیل ۹۶ درصد را می‌دهد. ولی سیال خیلی ویسکوز است و جریان بشدت آرام (Laminar) خواهد بود، پس انتظار داریم مدل جابجایی باشد. طول راکتور چقدر باید باشد تامطمئن شویم تبدیل ۹۶ درصدی برای A ممکن شود؟

حل: در این مسئله با راکتور لوله‌ای (Plug) و واکنش درجه دوم (n=2) روبرو هستیم.



$$\frac{C_A}{C_{A0}} = 1 - \frac{1}{1 + kC_{A0}t} \text{ یا } \frac{C_{A0}}{C_A} - 1 = kC_{A0}t$$
$$=> \frac{C_A}{C_{A0}} = 1 - X_A = 1 - 0.96 = 0.04$$

برای مدل جابجایی نیز به دو شیوه حدس و خطا و نمودار می‌توان این مسئله را حل نمود.

روش اول: شیوه حدس و خطا

از رابطه (۱۱) فصل ۱۵ برای حدس و خطا استفاده می‌نماییم و در اینجا برای سادگی در حل $y = kC_{A0}t$ قرار می‌دهیم.

$$X_A = 1 - \frac{C_A}{C_{A0}} = y\left[1 - \frac{y}{2}\,\mathrm{Ln}\left(1 + \frac{2}{y}\right)\right] = 0.96$$

حال از جدول حدس و خطای زیر داریم:

$y = kC_{A0}t$	X_A
24	0.9477
36	0.9644
30	0.9577
32	0.9602

بنابراین مقدار طول برای حالت جابجایی به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{(kC_{A0}t)_{Conv}}{(kC_{A0}t)_{Plug}} = \frac{32}{24} = 1.33$$

$$\frac{L_{Conv}}{L_{Plug}} = 1.33 \Rightarrow L_{Conv} = 16\ \mathrm{m}$$

روش دوم: استفاده از نمودار.

با استفاده از نمودار ۱۵.۱۰ کتاب در یک درصد تبدیل یکسان ۰/۹۶ مقدار $\frac{V_{Conv}}{V_{Plug}} = 1.33$ و می‌دانیم $V = L.A$ در نتیجه داریم:

$$\frac{L_{Conv}}{L_{Plug}} \times \frac{A}{A} = 1.33 \Rightarrow \frac{L_{Conv}}{L_{Plug}} = 1.33 \Rightarrow L_{Conv} = 16\ \mathrm{m}$$

۱۵-۴) ماده A با فاز آبی ($C_{A0} = 1\ \mathrm{mol/lit}$) با خواص فیزیکی نزدیک به آب ($\rho = 1000\frac{kg}{m^3}, D = 10^{-9}\frac{m^2}{s}$) با یک واکنش درجه اول همگن واکنش می‌دهد ($A \rightarrow R, k = 0.2\ s^{-1}$) وقتی با سرعت ۱۰۰ میلیمتر بر ثانیه در یک راکتور لوله‌ای جریان می‌یابد ($d_t = 50\ mm, L = 5m$)، میزان تبدیل A را در سیال خروجی از راکتور را حساب کنید.

حل: ابتدا از روی نمودار ۱۵.۲ نوع مدلی که باید استفاده شود را باید پیدا نماییم.

پس ابتدا مقادیر زیر را برای استفاده از نمودار محاسبه می‌کنیم، که می‌بایست واحدها برحسب SI باشد:

$$\frac{L}{d_t} = \frac{5}{50 \times 10^{-3}} = 100$$

$$\Rightarrow \frac{ud_t}{D} = \frac{100 \times 10^{-3} \times 50 \times 10^{-3}}{10^{-9}} = 5 \times 10^{6}$$

پس بنابراین از روی نمودار مدل جابجایی، می‌بایست استفاده شود و چون معادله واکنش از درجه اول است، باید از رابطه (۱۰) کتاب در همین فصل استفاده شود.

$$n = 1 \Rightarrow y = \frac{k\bar{t}}{2}$$

$$\bar{t} = \frac{L}{u} = \frac{5}{100 \times 10^{-3}} = 50\ \mathrm{Sec}\ ,\ k = 0.2 \Rightarrow y = \frac{0.2 \times 50}{2} = 5$$

از فصل ۱۶ کتاب از جدول ۱۶.۱ داریم:

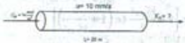
$$e_1(5) = 0.00115$$

پس درصد تبدیل به صوت زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = 5^2 \times 0.0015 + (1 - 5)e^{-5} = 0.0018$$

$$\Rightarrow X_A = 0.9982 \cong 100\ \%$$

۱۵-۵) ماده A با فاز آبی ($C_{A_0} = 50\frac{mol}{m^3}$) با خواص فیزیکی نزدیک به آب ($\rho = 1000\frac{kg}{m^3}, D = 10^{-9}\ m^2/s$) توسط یک واکنش درجه دوم با ($k = 10^{-3}\frac{m^3}{mol.s}$) در حین جریان با سرعت ۱۰ mm/s از یک راکتور لوله‌ای واکنش می‌دهد ($d_t = 10\ mm, L = 20\ m$)، مقدار تبدیل واکنش دهنده A از این راکتور را حساب کنید.



حل: از معادله واکنش داریم:

$A \rightarrow R$ و $-r_A = kC_A^2$

$$\rho = 1000\ \frac{kg}{m^3}\ ,D = 10^{-9}\ \frac{m^2}{s}\ ,k = 10^{-3}$$

برای پیدا کردن رژیم جریان ابتدا باید شکل ۱۵.۲ کتاب راکتور را ببینیم، پس به ترتیب زیر عمل می‌کنیم:

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{0.01 \times 0.01 \times 1000}{10^{-3}} = 100$$

$$Bo = \frac{u d_t}{D} = \frac{0.01 \times 0.01}{10^{-9}} = 10^5$$

$$\frac{L}{d_t} = \frac{20}{0.01} = 2000$$

شکل ۲ در فصل ۱۵ کتاب نشان می‌دهد، که راکتور در ناحیه میانی یعنی بین دو مدل جابجایی و پراکندگی قرار دارد، پس میانگین نتایج را می‌گیریم.

مدل پراکندگی:

$$D = \frac{u^2 d_t^2}{192\, D} = \frac{(0.01)^2 (0.01)^2}{192\,(10^{-9})} = 5.21 \times 10^{-2}\ \frac{m^2}{s}$$

$$\frac{D}{uL} = \frac{5.21 \times 10^{-2}}{0.01 \times 20} = 0.26$$

$$kC_{A0}t = 10^{-3} \times 50 \times \frac{20}{0.01} = 100$$

بنابراین طبق روابط بالا و از شکل ۱۳.۲۰ داریم:

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = 0.022 \Rightarrow X_A = 1 - 0.022 = 0.978 = 97.8\,\%$$

مدل جابجایی:

از رابطه (۱۱) کتاب در مورد با واکنش درجه دوم داریم:

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = 1 - kC_{A0}t\left[1 - \frac{kC_{A0}t}{2}\ Ln\left(1 + \frac{2}{kC_{A0}t}\right)\right]$$

$$= 1 - 100\left[1 - \frac{100}{2}\ Ln\left(1 + \frac{2}{100}\right)\right] = 0.013$$

$$\frac{C_A}{C_{A_0}} = 0.013 \rightarrow X_A = 1 - 0.013 = 0.987 = 98.7\,\%$$

بنابراین مقدار میانگین دو درصد تبدیل، به صورت زیر به دست می‌آید:

$$X_A = \frac{0.978 + 0.987}{2} = 0.983 = 98.3\,\%$$

۱۵-۶) می‌خواهیم جریان سیال در یک کانال سیال را مدلسازی کنیم. به این منظور سه نقطه سنجش A و B و C با فاصله ۱۰۰ متر در طول کانال در نظر می گیریم. ردیاب را از جریان بالای نقطه A تزریق کرده، سیال از نقاط A و B و C با این نتایج میگذرد:

در نقطه A ردیاب دارای عرض ۲ متر است.

در B دارای عرض ۱۰ متر است.

در C دارای عرض ۱۴ متر است.

چه نوع مدل جریانی را شما تلاش می‌کنید، تا برای این جریان ارائه کنید. مدل پراکندگی، جابجایی، تانک‌های سری یا هیچ کدام از اینها؟ دلیلی برای پاسخ خود ارائه دهید.

حل: برای این که بدانیم باید از چه مدلی استفاده کنیم، ابتدا باید بدانیم بین طول‌های C ، B ، A و میزان شاخص پراکندگی آن‌ها یعنی σ چه رابطه‌ای برقرار است سپس آن را با روابط (۱) و (۲) و (۳) در همین فصل مقایسه می‌نماییم.

$A \rightarrow B \rightarrow C$

نوع ماده	A	B	C
غلظت اولیه	2	10	14
غلظت ثانویه	4	100	196

بنابراین تساوی زیر برقرار است و در رابطه (۲) در همین فصل صدق می‌نماید.

$$\frac{\sigma_{AB}^2}{L_{AB}} = \frac{\sigma_{BC}^2}{L_{BC}} \Rightarrow \frac{100 - 4}{100} = \frac{196 - 100}{100} \Rightarrow \frac{\sigma_{AB}^2}{\sigma_{BC}^2} = \frac{96}{96} = 1$$

بنابراین مدل جابجایی نمی‌تواند استفاده شود، اما درباره دو مدل دیگر چون ما داده‌های مورد انتظار را نداریم، پس مدل تانک‌های سری بهترین مدل است.

فصل ۱۷

معرفی واکنش‌های غیرهمگن

۱۷-۱) واکنش دهنده گازی A از یک فیلم گازی، نفوذ می‌کند و روی سطح یک جامد بر حسب نرخ واکنش درجه اول برگشت پذیر مطابق زیر واکنش می‌دهد:

$$-r_A'' = k''(C_{As} - C_{Ae})$$

که در اینجا C_{Ae} غلظت A در تعادل با سطح جامد است. رابطه‌ای بیابید که نرخ واکنش A را هم برای انتقال جرم و هم برای مراحل واکنش ارائه کند.

حل: برای مرحله انتقال جرم داریم:

$$-r_A'' = -\frac{1}{S}\frac{dN_A}{dt} = k_g(C_{Ag} - C_{As})$$

همچنین برای مرحله واکنش برگشت پذیر داریم:

$$-r_A'' = k_s(C_{As} - C_{Ae})$$

در نتیجه از ترکیب دو رابطه بالا و حذف مقدار مجهول C_{As}، رابطه زیر برای سرعت سینتیکی واکنش به دست می‌آید:

$$-r_A'' = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{1}{k_s}}(C_{Ag} - C_{Ae})$$

۱۷-۲) مثال ۱۷.۴ عبارت نرخ نهایی برای انتقال جرم فیلمی، از یک عبارت نرخ واکنش درجه دوم برای واکنش روی یک سطح مسطح، تبعیت می‌کند. این عبارت را به دست آورده و نشان دهید که درست است.

حل: از مثال ۱۷.۴ کتاب داریم:

$$-r_{A2}'' = -k''C_A^2 \Rightarrow k_{Al}(C_{Al} - C_{As}) = k''C_{As}^2$$

$$k''C_{As}^2 + kC_{As} - k_{Al}C_{Al} = 0 \Rightarrow C_{As} = \frac{-k_{Al} \pm \sqrt{k_{Al}^2 + 4k''k_{Al}C_{Al}}}{2k''}$$

در نتیجه از ترکیب دو رابطه بالا و حذف C_{As}، به رابطه زیر برای محاسبه سرعت واکنش می‌رسیم:

$$-r_A'' = -r_{A1}'' = -r_{A2}'' = \frac{k_{Al}}{2k''}\left(2k''C_{Al} + k_{Al} - \sqrt{k_{Al}^2 + 4k''k_{Al}C_{Al}}\right)$$

۱۷-۳) در راکتورهای دوغابی، گاز واکنش دهنده خالص، از طریق مایع حاوی ذرات کاتالیزور معلق حباب ایجاد می‌کند. اجازه دهیداین سینتیک‌های واکنش را از جنبه تئوری فیلمی ببینیم، که در شکل ۱۷.۳ نشان داده شده است. در نتیجه برای رسیدن به سطح جامد واکنش دهنده‌ای که وارد مایع می‌شود، باید از طریق فیلم مایع به بدنه اصلی مایع نفوذ کند، و سپس از طریق لایه احاطه کننده ذرات کاتالیزور، در سطح ذره واکنش دهنده، محصول را برحسب سینتیک درجه اول حاصل می‌کند. عبارتی را برای نرخ واکنش بر حسب این مقاومت‌ها به دست آورید.

حل: برای سطح مشترک حباب‌های گاز و مایع داریم:

$$-r = -\frac{1}{V}\frac{dN}{dt} = k'_{Al}a_i(C_{Ai} - C_{Al})$$

که در رابطه بالا k'_{Al} ضریب انتقال جرم گاز – مایع می‌باشد و a_i ناحیه سطح مشترک گاز – مایع بر واحد حجم راکتور می‌باشد.

برای سطح مشترک میان ذرات کاتالیستی جامد و مایع احاطه کننده آن‌ها داریم:

$$-r = -\frac{1}{V}\frac{dN}{dt} = k'_{Al}a_s(C_{Al} - C_{As})$$

که در رابطه بالا k'_{Al} ضریب انتقال جرم جامد – مایع و a_s ناحیه سطح مشترک جامد مایع بر واحد حجم راکتور می‌باشد.

برای واکنش در سطح داریم:

$$-r_A = -\frac{1}{V}\frac{dN}{dt} = k_s C_{As} a_s$$

از ترکیب سه رابطه بالا و حذف غلظت‌های میانی C_{As} و C_{Al}، سرعت بر واحد حجم راکتور به صورت زیر حاصل می‌شود:

$$-r_A = -\frac{1}{V}\frac{dN}{dt} = \frac{1}{\frac{1}{k_{Al}a_i} + \frac{1}{k'_{Al}a_s} + \frac{1}{k_s}} C_{Al}$$

که این رابطه، یک حالت ویژه از رابطه ۲۲.۲ برای راکتورهای دوغابی می‌باشد.

فصل ۲۳

سینتیک واکنش‌های سیال ـ سیال

۲۳-۱ تا ۲۳-۶) گاز A طبق واکنش زیر با B مایع واکنش داده و جذب می‌شود:

$$A(g \to l) + B(l) \to R(l),\ -r_A = kC_AC_B$$

در یک بستر پرشده تحت شرایطی زیر:

$$k_{A_g}a = 0.1\left(\frac{mol}{hr.\,m^2\ of\ reactor.\,Pa}\right)$$

$$k_{A_l}a = 100\left(\frac{m^3\ liquid}{m^3\ reactor.\,hr}\right)$$

$$a = 100\left(\frac{m^2}{m^3\ reactor}\right)$$

$$f_l = 0.01\left(\frac{m^3\ liquid}{m^3\ reactor}\right)$$

$$D_{A_l} = D_{Bl} = 10^{-6}\left(\frac{m^2}{hr}\right)$$

در نقطه‌ای در راکتور که $p_A = 100\ Pa$ و مقدار مایع $C_B = 100\ (mol/m^3)$ است:

a) نرخ واکنش بر حسب ($mol/hr.m^3$) راکتور را حساب کنید.

b) خصوصیات سینتیکی زیر را شرح دهید:

- موقعیت مقاومت اصلی (فیلم گاز، فیلم مایع یا توده مایع).

- رفتار در فیلم مایع (واکنش شبه درجه اول، بطور هم زمان (آنی)، شبه درجه دوم، انتقال فیزیکی).

برای مقادیر زیر نرخ واکنش و ثابت قانون هنری ارائه شده است.

شماره سؤال	k, m^3 liquid/mol.hr	H_A, Pa.m^3 liquid/mol
23.1	10	10^5
23.2	10^6	10^4
23.3	10	10^5
23.4	10^{-4}	1
23.5	10^{-2}	1
23.6	10^8	1

(۱-۲۳

حل: ابتدا طبق جدول، مقدار مدول Hatta را با استفاده از فرمول زیر حساب می‌نماییم و سپس مقدار E یا مقدار تاثیر واکنش شیمیایی را حساب می‌نماییم.

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{10^{-6}(10)(10^2)}{1^2}} = 3.16 \times 10^{-2}$$

$$\text{حدس اولیه } E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{b D_A p_{A_i}} = 1 + \frac{10^{-6} \times (10) \times 10^5}{1 \times 10^{-6} \times 100} = 10000$$

بنابراین چون تقریباً مقدار $E_i > 5M_H$ می‌باشد در نتیجه از روی شکل ۲۳.۴ یا تک مثال آخر فصل ۲۳ می‌توان حدس اولیه را مبتنی بر فرض $E = M_H$ دانست. و چون می دانیم که E (ضریب تاثیر) نمی‌تواند کمتر از یک باشد پس:

$$E = 1$$

سرعت واکنش نیز از روی فرمول زیر محاسبه می گردد.

$$-r_A = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B f_l}} = \frac{10^2}{\frac{1}{0.1} + \frac{10^5}{10^2(1)} + \frac{10^5}{10(10^2)0.01}}$$

$$= 9.083 \times 10^{-3} \left(\frac{mole}{hr.m^3_{reactor}}\right)$$

حل قسمت a: سرعت واکنش از فرمول بالا در واحد حجم- زمان راکتور به دست می‌آید.

حل قسمت b:

مقاومت فیلم گاز= ۱۰، درصد مقاومت فیلم گاز=٪۰

مقاومت فیلم مایع= ۱۰۰۰، درصد مقاومت فیلم مایع=٪۹

مقاومت توده مایع= ۱۰۰۰۰، درصد مقاومت توده مایع=٪۹۱

حل قسمت c: باز با توجه به شکل ۲۳.۴ چون مدول حتا $0.02 < M_H < 2$ می باشد، پس ناحیه واکنش، بخش اصلی مایع (فیلم و توده) خواهد بود.

حل قسمت d: همچنین برطبق همان شکل رفتار در فیلم مایع، از نوع انتقال فیزیکی است و واکنش شبه درجه اول بوده و مطابق اشکال ۲۳.۳ سرعت از نوع متوسط یعنی F و E می‌باشد.

مسائل زیر تا سؤال ۲۳.۶ به طور مشابه و با استفاده از نمودار و فرمول‌های مثال آخر فصل ۲۳ حل می گردد.

(۲-۲۳

حل: مانند سؤال قبل عمل کرده و ابتدا مدول حتا و سپس ضریب تاثیر یا E را حساب می‌نماییم.

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{10^{-6}(10^6)(10^2)}{1^2}} = 10$$

$$\text{حدس اولیه } E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{b D_A p_{A_i}} = 1 + \frac{10^{-6} \times (100) \times 10^4}{1 \times 10^{-6} \times 100} = 10000$$

- بنابراین چون مانند مسئله قبل مقدار E_i بسیار بیشتر از M_H می‌باشد، پس مقدار $E \approx M_H$ می‌باشد.

سرعت واکنش نیز از روی فرمول زیر محاسبه می گردد.

$$-r_A = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_Bf_l}} = \frac{10^2}{\frac{1}{0.1} + \frac{10^4}{10^2(10)} + \frac{10^4}{10^6(10^2)0.01}}$$

$$-r_A''' = 4.997 \frac{mole}{hr.\, m^3_{reactor}}$$

حل قسمت a: سرعت واکنش از فرمول بالا در واحد حجم-زمان راکتور به دست می‌آید.

حل قسمت b:

مقاومت فیلم گاز= ۱۰، درصد مقاومت فیلم گاز≈٪۵۰

مقاومت فیلم مایع= ۱۰، درصد مقاومت فیلم مایع≈٪۵۰

مقاومت توده مایع= ۰، درصد مقاومت توده مایع≈٪۰

حل قسمت c: باز با توجه به شکل ۲۳.۴ چون مدول حتا $M_H > 2$ پس ناحیه واکنش در فیلم مایع می‌باشد.

حل قسمت d: همچنین برطبق همان شکل، رفتار در فیلم مایع از نوع انتقال فیزیکی است و واکنش شبه درجه اول بوده و مطابق اشکال ۲۳.۳ سرعت از نوع سریع یعنی A، B، C و D می‌باشد.

۲۲-۳)

حل: باز مانند قبل عمل کرده و ابتدا مقادیر E و مدول حتا را با هم مقایسه می‌نماییم

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{10^{-6}(10)(10^2)}{1^2}} = 3.16 \times 10^{-2}$$

$$E_i = 1000$$

سرعت واکنش از رابطه زیر به دست می‌آید و چون $E_i > 5M_H$، پس داریم:

$$E = 1$$

$$-r_A''' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_Bf_l}} = \frac{10^2}{\frac{1}{0.1} + \frac{10^3}{10^2(1)} + \frac{10^3}{10(10^2)(10^{-2})}}$$

$$\Rightarrow -r_A''' = 0.833 \left(\frac{mole}{hr.\, m^3_{reactor}}\right)$$

و باز همانند قبل از روی شکل ۲۳.۴ داریم:

حل قسمت a: سرعت واکنش برابر ۰/۸۳۳ مول بر واحد حجم- زمان راکتور می‌باشد.

حل قسمت b:

مقاومت فیلم گاز= ۱۰، درصد مقاومت فیلم گاز≈٪۸/۳

مقاومت فیلم مایع= ۱۰، درصد مقاومت فیلم مایع≈٪۸/۳

مقاومت توده مایع= ۱۰۰، درصد مقاومت توده مایع≈٪۸۳/۴

حل قسمت c: واکنش در بخش اصلی مایع (فیلم و توده مایع) اتفاق می‌افتد چون طبق شکل ۲۳.۳ مقدار مدول حتا $0.02 < M_H < 2$ می‌باشد.

حل قسمت d: رفتار واکنش دارای سرعت متوسط بوده و واکنش شبه درجه اول می‌باشد

۲۲-۴)

حل: مانند مسائل قبل عمل می‌نماییم.

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{10^{-6}(10^{-4})(10^2)}{1^2}} = 0.0001$$

$$E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{b D_A p_{A_i}} = 1 + \frac{10^{-6} \times (100) \times 1}{1 \times 10^{-6} \times 100} = 2$$ حدس اولیه

- بنابراین چون مانند مسئله قبل مقدار E_i بسیار بیشتر از M_H می‌باشد، پس مقدار $E = 1$ خواهد شد.

$$-r_A''' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_Bf_l}} = \frac{10^2}{\frac{1}{0.1} + \frac{1}{10^2(1)} + \frac{1}{10^{-4}(10^2)0.01}}$$

$$= 9.990 \times 10^{-3} \left(\frac{mole}{hr.\, m^3_{reactor}}\right)$$

حل قسمت a: سرعت واکنش از فرمول بالا در واحد حجم- زمان راکتور به دست می‌آید.

حل قسمت b:

مقاومت فیلم گاز= ۱۰، درصد مقاومت فیلم گاز≈٪۰/۱

مقاومت فیلم مایع= ۰/۰۱، درصد مقاومت فیلم مایع≈٪۰

مقاومت توده مایع= ۱۰۰۰۰، درصد مقاومت توده مایع≈٪۹۹/۹

حل قسمت c: باز با توجه به شکل ۲۳.۴ چون مدول حتا $M_H < ۰/۰۲$، پس هیچ مقاومتی در برابر انتقال جرم نداریم.

حل قسمت d: همچنین برطبق اشکال ۲۳.۳ واکنش فقط در توده مایع و مطابق اشکال ۲۳.۳ سرعت از نوع خیلی کند (آهسته) یا حالت H می‌باشد.

(۵-۲۳

حل: مقدار حدس اولیه $E_i = 1 + 1 = 2$ و مقدار مدول حتا ۰/۰۰۱ می‌باشد.

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{10^{-6}(10^{-2})10^2}{1^2}} = 10^{-3}$$

بنابراین مانند قبل داریم:

$$E = 1$$

$$-r_A''' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B f_l}} = \frac{10^2}{\frac{1}{0.1} + \frac{1}{10^2(1)} + \frac{1}{10^{-2}(10^2)0.01}}$$

$$= 0.909\ \frac{mole}{hr.m^3_{reactor}}$$

حل قسمت a: سرعت واکنش برابر ۵ مول بر واحد حجم- زمان راکتور می‌باشد.

حل قسمت b:

مقاومت فیلم گاز= ۱۰، درصد مقاومت فیلم گاز≈٪۹/۱

مقاومت فیلم مایع= ۰/۰۱، درصد مقاومت فیلم مایع≈٪۰

مقاومت توده مایع= ۱۰۰، درصد مقاومت توده مایع≈٪۹۰/۹

حل قسمت c: واکنش در بخش اصلی مایع (فیلم و توده مایع) اتفاق می‌افتد چون طبق شکل ۲۳.۳ مقدار مدول حتا $M_H < ۰/۰۲$ می‌باشد.

حل قسمت d: واکنش دارای سرعت خیلی آهسته بوده و شبه درجه اول می‌باشد.

(۶-۲۳

حل: باز هم مانند قبل عمل می‌کنیم.

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{10^{-6}(10^8)(10^2)}{1^2}} = 100$$

حدس اولیه $E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{b D_A p_{A_i}} = 1 + \frac{10^{-6} \times (100) \times 1}{1 \times 10^{-6} \times 100} = 2$

- بنابراین چون این بار مقدار E_i بسیار کمتر از M_H می‌باشد یعنی $E_i < \frac{M_H}{5}$ پس طبق شکل ۲۳.۴ مقدار $E = E_i$ می‌باشد.

$$-r_A''' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B f_l}} = \frac{10^2}{\frac{1}{0.1} + \frac{1}{10^2(2)} + \frac{1}{10^8(10^2)0.01}}$$

$$\approx 10\ (\frac{mole}{hr.m^3_{reactor}})$$

حل قسمت a: سرعت واکنش از فرمول بالا در واحد حجم- زمان راکتور به دست می‌آید.

حل قسمت b:

مقاومت فیلم گاز= ۱۰، درصد مقاومت فیلم گاز≈٪۱۰۰

مقاومت فیلم مایع= ۰، درصد مقاومت فیلم مایع≈٪۰

مقاومت توده مایع= ۰، درصد مقاومت توده مایع≈٪۰

حل قسمت c: باز با توجه به شکل ۲۳.۴ چون مدول حتا $M_H > ۲$، پس واکنش در فیلم مایع رخ می‌دهد.

حل قسمت d: همچنین برطبق اشکال ۲۳.۳ واکنش در فیلم مایع روی می‌دهد.

و مطابق اشکال ۲۳.۳ واکنش سریع (تند) با حالات A، B، C و D می‌باشند.

۲۳-۷) مثال ۲۳.۱ را با یک تغییر تکرار کنید. فرض کنید C_B خیلی کم یا اینکه $C_B = 1$ باشد.

حل: این مسئله با یک تغییر نسبت به سؤال ۲۳.۱ همراه است یعنی مقدار غلظت واکنش دهنده B خیلی کم است یا $C_B = 1$ می‌باشد.

ابتدا E_i و M_H را ارزیابی کرده و برطبق توضیحات سؤال ۲۳-۱ مقدار E را پیدا می‌کنیم

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{10^{-6}(10^6)(1)}{1^2}} = 1$$

$$E_i = 1 + \frac{10^{-6} \times 1 \times 10^5}{2 \times 10^{-6} \times (5 \times 10^3)} = 1 + 50 = 11$$

بنابراین از آنجایی که $E_i > 5M_H$ می‌باشد. شکل ۲۳.۴ نشان می‌دهد که ما یک واکنش شبه درجه اول را در فیلم مایع داریم، و مقدار بازده افزایشی یا E با مدول حتا برابر می‌باشد. و سرعت نیز در زیر حساب می‌شود.

$$E = M_H = 1$$

$$-r_A''' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B^2 f_l}} = \frac{5 \times 10^3}{\frac{1}{0.01} + \frac{10^5}{20(1)} + \frac{10^5}{10^6(1^2)0.98}}$$

$$= \frac{5 \times 10^3}{100 + 5000 + 0.1} = \frac{5000}{5100} \cong 1 \frac{\text{mole}}{\text{hr.}m^3_{\text{reactor}}}$$

حل قسمت a: مقاومت اصلی در فیلم مایع می‌باشد.

حل قسمت b:

مقاومت فیلم گاز= ۱۰۰، درصد مقاومت فیلم گاز=٪۱/۹۶

مقاومت فیلم مایع= ۵۰۰۰، درصد مقاومت فیلم مایع=٪۹۸/۴

مقاومت توده مایع= ۰/۱، درصد مقاومت توده مایع=٪۰

حل قسمت c: چون $M_H=1$ می‌باشد درباره نوع واکنش نمی‌توان چیزی گفت و

در واقع یک حالت بحرانی است.

حل قسمت d: سرعت واکنش هم، ۱ مول بر مترمکعب از واحد حجم راکتور در یک ساعت است.

۲۳-۸) در فشار بالا CO_2 در محلول NaOH در یک ستون فشرده، طبق واکنش زیر جذب می‌شود:

$CO_2 + 2NaOH \rightarrow Na_2CO_3 + H_2O$ with $-r_{A_l} = kC_AC_B$

CO_2: A NaOH: B

نرخ جذب، مقاومت کنترل کننده، و اتفاقی که در فیلم مایع رخ می‌دهد را در نقطه‌ای که فشار $p_A = 100000$ Pa بوده و $C_B = 500\ mol/m^3$ می‌باشد، شرح دهید.

داده‌ها:

$$k_{A_g}a = 10^{-4}\frac{mol}{m^2.s.Pa} \qquad H_A = 25000\frac{Pa.m^3}{mol}$$

$$k_{A_l} = 10^{-4}\frac{m}{s} \qquad D_A = 1.8 \times 10^{-9}\frac{m^2}{s}$$

$$a = 100\ m^{-1} \qquad D_B = 3.06 \times 10^{-9}\frac{m^2}{s}$$

$$k = 10\frac{m^3}{mol.s} \qquad f_l = 0.1$$

این مسئله برگرفته شده از Danckwerts (۱۹۷۰) است.

حل: همانند مسائل ۱ تا ۷ بار دیگر ابتدا مدول حتا و سپس E_i را برای حدس اولیه حساب می‌نماییم.

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{1.8 \times 10^{-9}(10)(500)}{10^{-8}}} = 30$$

حدس اولیه $E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{b D_A p_{A_i}} = 1 + \frac{3.06 \times 10^{-9} \times 500 \times 25000}{1 \times 1.8 \times 10^{-9} \times 10^5}$

$\Rightarrow E_i = 213.5$

- بنابراین چون این بار مقدار E_i از M_H بیشتر می‌باشد یعنی $E_i > 5\,M_H$ پس

طبق شکل ۲۳.۴ مقدار $E = 30$ می‌باشد

$$-r_A = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_Bf_l}} = \frac{10^5}{\frac{1}{10^{-4}} + \frac{25000}{10^{-2}(25)} + \frac{25000}{10(500)0.1}}$$

$$=> -r_A''' = 1.071 \frac{mole}{hr.m^3_{reactor}}$$

حل قسمت a: سرعت واکنش از فرمول بالا در واحد حجم- زمان راکتور به دست می‌آید.

حل قسمت b:

مقاومت فیلم گاز= ۱۰۰۰۰، درصد مقاومت فیلم گاز=٪۱۰/۷

مقاومت فیلم مایع= ۸۳۳۳۳، درصد مقاومت فیلم مایع=٪۸۹/۳

مقاومت توده مایع= ۵۰، درصد مقاومت توده مایع=٪۰

حل قسمت c: باز با توجه به شکل ۲۳.۴ چون مدول هتا $2 < M_H$، پس واکنش در فیلم مایع رخ می‌دهد.

حل قسمت d: همچنین برطبق اشکال ۲۳.۳ رفتار واکنش درجه دوم در فیلم مایع است و مطابق اشکال ۲۳.۳ واکنش سریع (تند) با حالات A,B,C,D می‌باشد.

نکته: می‌دانیم که اگر $k_{Ag}a\,P_A \ll \frac{k_{Al}a}{b} C_B$ آنگاه می‌توان از فیلم مایع صرف نظر نمود.

۲۳-۹) سولفید هیدروژن توسط محلول متانول آمین (MEA) در یک ستون فشرده جذب می‌شود. در بالای ستون، گاز در فشار ۲۰ اتمسفر بوده و شامل ٪۰/۱ H_2S است. در حالی که جاذب حاوی $250 (mol/m^3)$ MEA آزاد است. ضریب نفوذ MEA در محلول، ۰/۶۴ برابر H_2S است. واکنش عموماً غیر برگشت پذیر بوده و آنی (خیلی سریع) می‌باشد.

$$H_2S + RNH_2 \rightarrow HS^- + RNH_3^+$$

$$H_2S: A \quad , \quad RNH_2: B$$

برای مقادیر پرکن‌های استفاده شده زیر:

$$k_{Al}a = 0.03\ s^{-1}$$

$$k_{Ag}a = 60 \frac{mol}{m^3.s.atm}$$

$$H_A = 1 \times 10^{-4} \frac{m^3.atm}{mol}, \text{Henry's law constant for } H_2S \text{ in water}$$

a) نرخ جذب H_2S در محلول MEA را بیابید.

b) برای مشخص شدن ارزش استفاده از جاذب MEA، سرعت جذب آن را با آب خالص مقایسه کنید.

این مسئله برگرفته شده از Danckwerts (۱۹۷۰) است.

حل قسمت a: این واکنش با واکنش‌های دیگر یک تفاوت بنیادی دارد و در اینجا مقدار مدول هتا بی نهایت می‌باشد زیرا k یا ثابت سرعت واکنش بی نهایت است و این به آن معنا است که واکنش دهنده A به طور خالص جذب می‌شود.

$$C_B = 250, D = 0.64, k = \infty$$

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}}} = \infty \ldots \text{Because } k = \infty$$

$$E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{D_A p_A} = 1 + \frac{0.64 \times 250(10^{-4})}{0.02(10^{-3})} = 1 + 800 = 801$$

در رابطه بالا عبارت مخرج نشان می‌دهد که همه مقاومت در فاز گاز می‌باشد. بنابراین خوب است ببینیم آیا این صحت دارد!

$$E = 801$$

مقدار سرعت واکنش از رابطه زیر حاصل می‌شود.

$$-r_A''' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_Bf_l}} = \frac{p_A}{\frac{1}{60} + \frac{10^{-4}}{0.03(801)} + 0}$$

$$= \frac{0.02}{16.7 \times 10^{-3} + 4 \times 10^{-6}}$$

در رابطه بالا چون k بی نهایت است، پس ترم سوم در مخرج کسر صفر می‌شود.

پس در این واکنش فیلم گاز کنترل کننده می‌باشد در نتیجه سرعت واکنش را از رابطه زیر حساب می‌نماییم که دقت آن بیشتر است.

$$-r_A''' = k_{Ag}ap_A = 60(0.02) = 1.2\left(\frac{mole}{m^3.s}\right)$$

حل قسمت b: در این حالت طبق توضیح زیر رابطه (۱۳) کتاب داریم:

$$k_g \to \infty \quad OR \quad p_A = p_{A_i}$$

و واکنش دهنده خالص است، چون جذب مستقیم صورت می‌گیرد، پس فیلم مایع کنترل کننده می‌باشد و سرعت از رابطه (۱۶) محاسبه می‌شود.

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}a}}(p_A - 0) = \frac{p_A}{\frac{1}{60} + \frac{10^{-4}}{0.03}}$$

$$= \frac{p_A}{16.67 \times 10^{-3} + 3.3 \times 10^{-3}} = 50\,p_A = 50(0.02) = 1\left(\frac{mole}{m^3.s}\right)$$

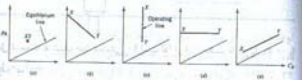
و از نرخ سرعت واکنش در بالا نسبت به حالت قبل می‌توان فهمید که سرعت با افزودن MEA، 20 درصد افزایش می‌یابد. یعنی به صورت زیر:

$$1.2 - 1 = 0.2 \quad OR \quad 20\%$$

فصل ۲۴

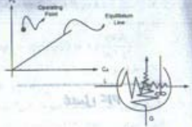
طراحی راکتورهای سیال ـ سیال

۲۴-۱) چهار نمودار p_A برحسب C_A در شکل ۲۴.۲ الگوهایی مختلف از احتمال تماس ایده آل گاز با مایع ارائه می‌کند. طرح‌هایی از جاذب تماسی فیزیکی، p_A برحسب C_A به صورت خطوط عملیاتی X-Y در شکل ۲۴.۱ رسم شده است.

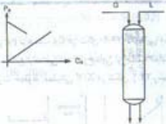


حل: نمودارها را به ترتیب به صورت فشار p_A برحسب غلظت واکنش دهنده C_A در اشکال زیر رسم می‌نماییم.

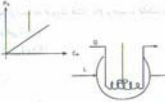
حل قسمت a: راکتور Mixed



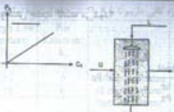
حل قسمت d: شیب خط $\frac{f_l}{f_g}$ منفی است لذا یک تماس دهنده پلاگ همسو داریم.



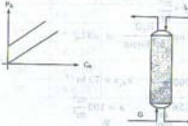
حل قسمت e: شیب خط عملیاتی ۹۰ است لذا در این حالت $f_l \to \infty , f_g \to 0$ میل می‌کنند.



حل قسمت f: برج پاششی با $f_l = 0 , f_g \to \infty$ می‌باشد.



حل قسمت g: شیب خط عملیاتی مثبت است لذا جریان پلاگ ناهمسو داریم.



توضیح: برای حل و درک مسائل زیر، ابتدا مثال‌های حل شده در متن درس فصل ۲۴ را خوب یاد بگیرید و سپس به حل مسائل زیر همت گمارید.

۲۴-۲ تا ۲۴-۱۰) ما تصمیم داریم حدود ٪۷۰ از A کنونی را در جریان گاز، توسط جذب در آب که شامل واکنش دهنده B است حذف نماییم. واکنش دهنده‌های شیمیایی A و B در مایع به صورت زیر واکنش می‌دهند.

$A(g \to l) + B(l) \to R(l), -r_A = kC_AC_B$

B مقدار ناچیزی فشار بخار دارد، بنابراین به داخل فاز گاز نمی‌رود. ما تصمیم داریم این جذب را در یک ستون بستر پر شده یا یک تماس دهنده تانک اختلاط انجام دهیم.

a) چه حجمی از تماس دهنده مورد نیاز است؟

b) درکجا مقاومت واکنش جذب، کاسته می‌شود؟

داده‌ها:

برای جریان گاز:

$$F_g = 90000 \frac{mol}{hr} \text{ at } \pi = 10^5 \text{ Pa}$$
$$p_{A_{in}} = 1000 \text{ Pa}$$
$$p_{A_{out}} = 100 \text{ Pa}$$

داده‌های فیزیکی:

$$D = 3.6 \times 10^{-6} \frac{m^2}{hr}$$
$$C_U = 55556 \text{ mol} \frac{H_2O}{m^3 \text{ liquid}} \quad \text{at all } C_B$$

برای بستر پر شده:

$$F_l = 900000 \frac{mol}{hr} \qquad k_{A_l}a = 72 \text{ hr}^{-1}$$
$$C_{B_{in}} = 55.56 \frac{mol}{m^3} \qquad a = 100 \frac{m^2}{m^3}$$
$$k_{A_g}a = 0.36 \frac{mol}{hr.m^3.Pa} \qquad f_l = \frac{V_l}{V} = 0.08$$

برای تانک اختلاط:

$$F_l = 9000 \frac{mol}{hr} \qquad k_{A_l}a = 144 \text{ hr}^{-1}$$
$$C_{B_{in}} = 5556 \frac{mol}{m^3} \qquad a = 200 \frac{m^2}{m^3}$$
$$k_{A_g}a = 0.72 \frac{mol}{hr.m^3.Pa} \qquad f_l = \frac{V_l}{V} = 0.9$$

توجه نمایید که F_l و C_{Bin} در برج‌های پرشده و تماس دهنده‌های مخزنی خیلی متفاوت است و در اینجا دلیلی است که چرا برج‌های پر شده نیاز دارند $\frac{F_l}{F_g} = 10$ را برای عملیات‌های رضایت بخش داشته باشند. این به این معناست که F_l بزرگ است و واکنش دهنده B اضافی با غلظت پایین نداریم. از سوی دیگر، تماس دهنده‌های مخزنی این محدودیت جریان را ندارند بنابراین ما می‌توانیم F_l کم و C_{Bin} بالا را تا

زمانی که B به اندازه کافی داریم تا با A واکنش دهد استفاده نماییم.

شماره سوال	Henry's Law Constant: H_A, $Pa.m^3/mol$	For Reaction: k, $m^3/mol.hr$		Type of Contactor T=Tower Countercurrent A=Agitated Tank
24.2	0.0	0	In these problems of straight mass transfer assume that no B is resent in the system	A
24.3	18	0		T
24.4	1.8	0		T
24.5	10^5	∞		T
24.6	10^5	2.6×10^7		A
24.7	10^5	2.6×10^5		A
24.8	10^3	2.6×10^3		T
24.9	10^5	2.6×10^7		T
25.10	10^3	2.6 × 105		T

۲-۲۴)

حل: در این مسئله مقدار ضریب هنری یا H_A، مقداری نزدیک به صفر است و این به آن معناست که ماده A بسیار انحلال پذیر و محلول می‌باشد، پس داریم:

$$H_A = 0 \rightarrow k = 0 \rightarrow ak_{A_g} = 0.72$$
$$\frac{F_g}{\pi}(p_{A2} - p_{A1}) = \frac{F_l}{aC} = \frac{F_l}{C_T}(C_{A2} - C_{A1}) = (-r_A)V_r$$
$$= aK_{Ag}(p_{A2} - p_A^*)V$$
$$p_A^* = H_A C_A = 0$$
$$\Rightarrow \frac{90000}{10^5}(1000 - 100) = 0.72 \times 100 \times V_r$$
$$\Rightarrow V_r = 11.25 \text{ m}^3$$

(۳-۲۴

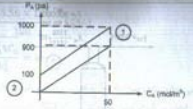
حل: انتقال جرم مستقیم جریان ناهمسو با $H_A = 18$ و $p_{A_2} = 100$، با موازنه جرم بین بالا و پایین برج مقدار C_{A1} را به صورت زیر به دست می‌آوریم.

$$\frac{90000}{10^5}(1000-100) = \frac{900000}{55556}(C_{A1}-0) \rightarrow C_{A1} = 50\,\frac{mole}{m^3}$$

در حالت تعادل $p_A^* = H_A C_A$ یا $p_A^* = 18 \times 50 = 900$ می‌باشد. اکنون ما نمودار p_A را برحسب C_A ترسیم می‌نماییم. مشاهده می‌نماییم که خطوط تعادل و عملیاتی موازی یکدیگر می‌باشند. بنابراین نرخ انتقال جرم در هرجایی مشابه می‌باشد. پس داریم:

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a}+\frac{H_A}{k_{Al}a}}(p_A - p_A^*) = \frac{1}{\frac{1}{0.36}+\frac{18}{72}}(1000-900) = 33$$

$$V_R = \frac{F_g}{\pi}\int_{1000}^{100}\frac{dp_A}{-r_A'''} = \frac{90000}{10^5}\frac{(1000-100)}{33} = 24.5\ m^3$$



(۴-۲۴

حل: این مسئله را برای برج پر شده حل می‌کنیم.

$H_A = 1.8\,, k = 0$

دوباره مطابق مسائل بالا از رابطه زیر داریم:

$$p_A - p_A^* = p_A - 1.8\frac{p_A - 100}{18} = 10 + 0.9p_A$$

$$\frac{1}{aK_{Ag}} = \frac{1}{0.36}+\frac{1.8}{72} = 2.8$$

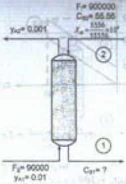
مقدار ۲/۸ در رابطه بالا نشان می‌دهد که مقاومت در فیلم گاز است.

$$V_r = \frac{90000 \times 2.8}{10^5}\int_{100}^{1000}\frac{dp_A}{10+0.9p_A}$$

$$= 2.52\,\text{Ln}(10+0.9p_A)\Big|_{100}^{1000} = 5.56\ m^3$$

(۵-۲۴

حل: به وسیله موازنه جرم C_{B1} را پیدا می‌نماییم (شکل را ببینید).



می‌دانیم که Y بزرگ از روی y کوچک به صورت زیر بدست می‌آید.

$$Y = \frac{y}{1-y}$$

$$F_g(Y_{A1} - Y_{A2}) = F_l(X_{A2} - X_{A1})$$

$$90000\left(\frac{0.01}{0.99} - \frac{0.001}{0.999}\right) = 900000(0.001 - X_{B1})$$

$$X_{B1} = 8.999 \times 10^{-4} = 9 \times 10^{-4}$$

در نتیجه از مقدار X_{B1} مقادیر غلظت اولیه و غلظت کل (C_{Bt}) را به راحتی می‌توان به صورت زیر محاسبه نمود.

$$X_{B1} = \frac{C_{B1}}{C_t} = \frac{C_{B1}}{C_{B1} + C_{B2}} = \frac{C_{B1}}{C_{B1} + 55.56} = 9 \times 10^{-4}$$

$$C_{B1} = 5.556 \times 10^{-3}\left(\frac{mol}{m^3}\right)$$

$$C_B = C_{B1} + C_{B2} = 55.56$$

اکنون ما نیاز داریم تا E_i و M_H را ارزیابی نماییم تا سرعت را مطابق فصل ۲۳ پیدا نماییم.

$$E_i = 1 + \frac{D_B C_B}{bD_A C_A} = 1 + \frac{C_B}{C_A} = 1 + \frac{C_B H_A}{p_{Ai}} = 1 + \frac{10^5 C_B}{p_{Ai}}$$

$$E_i = 1 + \frac{55.56 \times 10^5}{100} = 55561$$

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \infty$$

چون مدول هتا بی نهایت شد، پس ماده A خالص می‌باشد و نفوذ از A به B بدون کمترین مقاومتی انجام می‌شود یعنی مقاومت در برابر انتقال جرم صفر می‌باشد. از آنجایی که $E_i \ll M_H$ است، پس طبق شکل ۲۳.۴ مقدار $E = E_i$ می‌باشد. بنابراین به طریق زیر سرعت واکنش را در بالا و پایین و نقطه میانی برج تعیین می‌نماییم.

۱- سرعت در بالای برج: از آنجایی که فرض کردیم مقاومت در فیلم گاز است، پس $p^*_{A2} = p_{A2}$.

$$-\bar{r}_A = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B f_l}} = \frac{p_A}{\frac{1}{0.36} + \frac{10^5}{72(55561)} + \frac{10^5}{\infty}}$$

$$= 0.19\ p_A$$

یعنی ۵۳ درصد مقاومت در فیلم گاز و ۴۷ درصد در فیلم مایع می‌باشد.

۲- سرعت در پایین برج: ما دوباره حدس می‌زنیم که همه مقاومت در فیلم گاز باشد.

$$E_i = 1 + \frac{55.56 \times 10^5}{100} = 55561$$

بنابراین برای محاسبه سرعت به صورت زیر داریم:

$$-\bar{r}_A = \frac{p_A}{\frac{1}{0.36} + \frac{10^5}{72(55561)} + 0} = \frac{p_A}{\frac{1}{0.36} + \frac{1}{0.36}} = 0.35\ p_A$$

که نشان می‌دهد ۵۰ درصد مقاومت در فیلم مایع است و این حدس ما را مردود می‌نماید و باید از روش سعی و خطا بهره بگیریم.

دوباره سعی می‌نماییم و حدس می‌زنیم که $p_{Ai} = 500$ می‌باشد. روند را تکرار می‌نماییم و $E_i = 1001$ را می‌یابیم و از سرعت محاسبه شده مجددا می‌فهمیم که ۲/۳ یا ٪۶۶/۶۶ مقاومت در فیلم گاز است و حدس اشتباه است. دوباره سعی می‌نماییم حدس می‌زنیم که $E_i = 100$ و ٪۱۶/۶ مقاومت در فیلم گاز است. بنابراین با روش

درونیابی از دوره کارشناسی مقدار $E_i = 1439$ می‌شود و سرعت به صورت زیر به دست می‌آید.

E_i	91 %
1001	66.66 %
100	16.66 %

$$E_i = 1 + \frac{5 \times 10^5}{100} = 5001$$

$$-\overline{r_A} = \frac{1}{\frac{1}{0.36} + \frac{105}{1439 \times 72}} \cdot p_A = 0.36\, p_A$$

ولی روش راحت‌تر آنست که R_g یا درصد مقاومت گاز را آنقدر حدس می‌زنیم که مقدار E حدس جدید با قبلی برابر باشد، که این مقدار برابر با $R_g = 0.91$ می‌باشد و یا با توجه به نمودار صفحه ۵۳۰ کتاب زبان اصلی مقدار E_i را با درونیابی به دست می‌آوریم.

همانطور که از رابطه سرعت ملاحظه می‌نمایید ٪۹۱ مقاومت در فیلم گاز می‌باشد و تا همین جا کافیست. بنابراین سرعت متوسط به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$(-\overline{r_A})_{mean} = \frac{0.19 p_A + 0.36}{2} \cdot p_A = 0.275\, p_A$$

بنابراین حجم راکتور از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$V = \frac{F_g}{\pi} \int \frac{dp_A}{-r'''_{A,mean}} = \frac{90000}{10^5} \int_{10^4}^{10^5} \frac{dp_A}{0.275\, p_A} = \frac{90000}{27500} \ln\left(\frac{10}{1}\right) = 7.53\ m^3$$

٪۹۱مقاومت کل در فیلم گاز و ٪۹ در فیلم مایع می‌باشد.

۲۴-۶)

حل: برای تانک اختلاط داریم.

$$H_A = 10^5,\ k = 2.6 \times 10^7$$

اکنون از رابطه زیر C_B را می‌توان حساب نمود.

$$\left(p_{A2} - p_{A1}\right) = \frac{F_l \pi}{b F_g C_T}\left(C_{B2} - C_{B1}\right) \rightarrow -1000 + 100$$

$$= \frac{9000 \times 10^5}{90000 \times 55556}\left(C_{B2} - 5556\right)$$

$$\Rightarrow C_{B2} = 556\ \frac{mol}{m^3}$$

مقدار مدول هتا و ضریب تاثیر حدس اولیه را برای غلظت خروجی به دست می‌آوریم.

$$M_H = \frac{\sqrt{k C_B D_A}}{k_{Al}} = \frac{\sqrt{2.6 \times 10^7 \times 556 \times 3.6 \times 10^{-6}}}{\frac{144}{200}} = 317$$

$$E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{b D_A p_{Ai}} = 1 + \frac{10^5 \times 555}{100} = 556 \times 10^3$$

$$E_i > 5 M_H \rightarrow E = M_H = 317$$

سرعت واکنش نیز از فصل ۲۳ از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$-\overline{r_A} = \frac{100}{\frac{1}{0.72} + \frac{10^5}{144 \times 317} + \frac{10^5}{(2.6 \times 10^7)(556)0.9}}$$

$$= \frac{100}{1.38 + 2.19 + 0} = 28.01$$

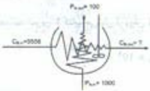
مقاومت فیلم گاز حدود ٪۳۸ است، بر این فرض $p_A = p_B$ نادرست است، پس فرض می‌کنیم مقاومت فیلم گازی کنترل کننده است و $p_{Ai} = 0$ است، پس داریم:

$$E = E_i = \infty$$

$$-\overline{r_A} = \frac{100}{\frac{1}{0.72} + 0 + 0} = 0.72 \times 100 = 72$$

این فرض را می‌توانستیم از همان ابتدا همانند مسئله ۲۴-۵ سریعا به دست آوریم، بنابراین داریم:

$$72\, V_r = \frac{90000}{10^5}(1000 - 100) \rightarrow V_r = 11.25\ m^3$$



(۷-۲۴

حل: ابتدا مقدار $C_{B_{out}}$ را تعیین می‌نماییم. شکل مورد نظر را خوب ببینید.

$$F_g(Y_{out} - Y_{in}) = F_l(X_{in} - X_{out})$$

$$90000\left(\frac{0.01}{0.99} - \frac{0.001}{0.999}\right) = 9000\left(\frac{5556}{55556} - \frac{C_{B_{out}}}{55556}\right)$$

$$C_{B_{out}} = 500\,\frac{\text{mole}}{\text{m}^3}$$

سپس سرعت را تعیین می‌نماییم. بنابراین به شرایط خروجی به دقت توجه نمایید.

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}}\sqrt{\frac{3.6 \times 10^{-6}(2.6 \times 10^5)500}{0.72^2}} = 30$$

حدس اولیه $E_i = 1 + \frac{C_B H_A}{p_{Ai}} = 1 + \frac{500(10^5)}{100} = 5 \times 10^5$

از آنجایی که $E_i \geq M_H$ می‌باشد، شکل ۲۳.۴ نشان می‌دهد که $E = M_H = 30$ است. بنابراین برای تعیین سرعت داریم:

$$-r_A''' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B f_l}}$$

$$= \frac{p_A}{\frac{1}{0.72} + \frac{10^5}{144(30)} + \frac{10^5}{2.6 \times 10^5(500)(0.9)}}$$

$$= \frac{1}{1.384 + 23.15 + 0} = 0.041\,p_A$$

که در بالا ۵/۷ درصد مقاومت در فیلم گاز و تقریبا ٪۹۴ در فیلم مایع است.

$$V_R = \frac{F_g}{\pi}\frac{\Delta p_A}{-r_A'''} = \frac{90000(1000 - 100)}{10^5(0.041)(100)} = 197.6\,\text{m}^3$$

(۸-۲۴

حل: این مسئله را همانند تمرین ۲ کتاب می‌توان از روش کلی حل نمود. برای برج پرشده داریم:

$$k = 2.6 \times 10^3,\ H_A = 10^3$$

$$(P_{A2} - P_{A1}) = \frac{F_l \pi}{b F_g C_T}(C_{B1} - C_{B2})$$

$$1000 - 100 = \frac{900000 \times 10^5}{1 \times 90000 \times 55556}(55.56 - C_{B2})$$

$$\rightarrow C_{B2} = 5.56\,\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

بنابراین در بالای برج داریم:

$$P = 1100 - 18C_B$$

$$M_H = \frac{\sqrt{D_A k C_B}}{k_{Al}} = \frac{\sqrt{3.6 \times 10^{-6} \times 5.56 \times 2.6 \times 10^3}}{\frac{72}{100}} = 0.317$$

حدس اولیه $E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{b D_A p_{A_i}} = 1 + \frac{10^3 \times 5.56}{100} = 56.6$

$$E_i > 5M_H \rightarrow E = M_H = 1$$

$$-r_A''' = \frac{100}{\frac{1}{0.36} + \frac{10^3}{72 \times 1} + \frac{10^3}{(2.6 \times 10^3)(5.56)0.08}}$$

$$= \frac{100}{2.8 + 13.9 + 0.86} = 5.69$$

بنابراین حدود ٪۱۶ مقاومت در فاز گاز بوده و فاز مایع کنترل کننده می‌باشد.

پس به ترتیب در بالا و پایین برج داریم:

$$\text{at the top:}\begin{cases} ak_{Ag}p_A = 0.36 \times 100 = 36 \\ ak_{Al}C_B = 72 \times 55.56 = 4000 \end{cases}$$

$$\text{at the bottom}\begin{cases} ak_{Ag}p_A = 0.36 \times 1000 = 360 \\ ak_{Al}C_B = 72 \times 5.56 = 400 \end{cases}$$

توجه: در بالا می‌بینید که دو مقاومت در پایین برج به یکدیگر نزدیک می‌شوند.

حال دو حالت زیر را داریم:

$$\text{Gas Film Resistance} = \frac{1}{0.36} = 2.8$$

$$\text{Liq Film Resistance} = \frac{H_A}{Eak_{Al}} = \frac{10^3}{72E} = \frac{1000}{72 \times 5.6} = 2.4$$

بنابراین صحیح تر آنست که مسئله را به صورت عددی حل نماییم.

$$V_r = \frac{F_l}{C_T}\int \frac{dC_B}{(-r_A''')a} = \frac{F_g}{\pi}\int_{100}^{1000} \frac{dp_A}{(-r_A''')a} = ?$$

$$(-r_A''')a = \frac{p_A}{\frac{1}{ak_{Ag}} + \frac{H_A}{ak_{Al}E} + \frac{H_A}{kC_Bf_l}}$$

$$= \frac{p_A}{\frac{1}{0.36} + \frac{1000}{72E} + \frac{1000}{2.6 \times 10^3 \times C_B \times 0.08}} = \frac{p_A}{2.8 + \frac{13.89}{E} + \frac{4.8}{C_B}}$$

در نتیجه داریم:

$$V_r = \frac{90000}{10^5}\int_{100}^{1000} \frac{dp_A}{(-r_A''')a}$$

چون مقدار $(-r_A''')a$ بر حسب C_B و E می‌باشد، پس V_r با حل عددی حساب می‌شود.

بنابراین در بالای برج پرشده داریم:

$$M_H = \frac{\sqrt{D_A C_B k}}{k_{Al}} = \frac{\sqrt{3.5 \times 10^{-6} \times 55.56 \times 2.5 \times 10^7}}{\frac{72}{100}} = 0.31$$

$$E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{bD_A p_{A_i}} = 1 + \frac{10^5 \times 5.56}{p_{Al}} = 55560 \quad \text{حدس اولیه}$$

If $p_{Al} = p_A = 100$

در پایین برج داریم:

$$M_H = \frac{\sqrt{kC_{B_i}D_A}}{K_{Al}} = \frac{\sqrt{2.6 \times 10^7 \times 5.56 \times 36 \times 10^{-6}}}{\frac{72}{100}} = 32$$

$$E_i = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{bD_A p_{A_i}} = 1 + \frac{10^5 \times 5.556}{1000} = 557 \quad \text{حدس اولیه}$$

$$\rightarrow \begin{cases} \text{Liq Film} \\ \text{Gas Film} \end{cases}$$

if: $p_{Al} = p_A$

بنابراین در طول برج، معادله برای واکنش تغییر خواهد کرد.

$$\text{at the top:}\begin{cases} ak_{Ag}p_A = 0.36 \times 100 = 36 \\ ak_{Al}C_B = 72 \times 55.56 = 4000 \end{cases}$$

$$\text{at the bottom}\begin{cases} ak_{Ag}p_A = 0.36 \times 1000 = 360 \\ ak_{Al}C_B = 72 \times 556 = 400 \end{cases}$$

پس فیلم گاز کنترل کننده است.

$$a(-r_A''') = ak_{Ag}p_A = 0.36\, p_A$$

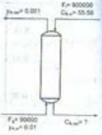
در نتیجه حجم مایع در برج به دست می‌آید.

$$V_r = \frac{90000}{10^5}\int_{100}^{1000} \frac{dp_A}{(-r_A''')a} = \int_{100}^{1000} \frac{dp_A}{0.35\, p_A} = 5.75$$

پس با توجه به این مطلب که در خروجی دو مقاومت به هم نزدیک می‌شوند حجم راکتور را می‌توان به دست آورد. یعنی در حجم‌های مختلف با توجه به رابطه کلی سرعت انتقال موثر $\bar{r}_A$ را برای سطح زیر نمودار p_A برحسب $\frac{1}{-\bar{r}_A}$ می‌توان محاسبه نمود.

(۹-۲۴

حل: ابتدا مقدار $C_{B_{out}}$ را توسط یک موازنه جرم تعیین می‌نماییم.



$$F_g\left(Y_{A_{in}} - Y_{A_{out}}\right) = F_l\left(X_{B_{out}} - X_{B_{in}}\right)$$

$$90000\left(\frac{0.01}{0.99} - \frac{0.001}{0.999}\right)$$

$$= \frac{900000}{55556}\left(55.56 - C_{B_{out}}\right)$$

$$\Rightarrow C_B = 5\left(\frac{mole}{m^3}\right)$$

در بالای برج داریم:

$$M_H = \sqrt{\frac{D_A k C_B}{k_{Al}^2}} = \sqrt{\frac{3.6 \times 10^{-6}(2.6 \times 10^7)55.56}{0.72^2}} = 100$$

$$E_i = 1 + \frac{55.56(10^5)}{100} = 55561 \gg M_H \therefore E = M_H = 100$$

$$-r_A''' = \frac{p_A}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_Bf_l}}$$

$$= \frac{10^2}{\frac{1}{0.36} + \frac{10^5}{72(100)} + \frac{10^5}{2.6 \times 10^7(55.56)(0.9)}} = 6$$

که ٪۸۳ مقاومت کل در فیلم مایع می‌باشد.

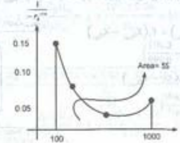
در پایین برج داریم:

$$M_H = \sqrt{\frac{3.6 \times 10^{-6}(2.6 \times 10^7)5}{0.72^2}} = 30$$

$$E_i = 1 + \frac{5(10^5)}{1000} = 501 \gg M_H \therefore E = M_H = 30$$

از آنجایی که $E_i \geq M_H$ می‌باشد، شکل ۲۳.۴ نشان می‌دهد که $E = M_H = 30$.

بنابراین برای تعیین سرعت داریم:



$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{0.36} + \frac{10^5}{72(30)} + \frac{10^5}{2.6 \times 10^7(5)(0.9)}} \cdot 10^3 = 20.4$$

بنابراین ۹۴ درصد مقاومت در فیلم مایع است.

در نزدیکی میانه برج $C_B = 30.56$ و یک موازنه جرم بر مبنا $p_A = 547$ pa و $Y_A = 0.0055$ را می‌دهد

$$M_H = \sqrt{\frac{3.6 \times 10^{-6}(2.6 \times 10^7)30.56}{0.72^2}} = 74$$

E_i = large

باز به خاطر بزرگ بودن E_i نسبت به مدول حتا داریم $E = M_H = 74$. پس:

$-r_A''' = 25.4$

در ۱/۴ از بالای برج، در اینجا $p_A = 300$ pa و $C_B = 44.4$ می‌باشد و در این حالت $M_H = 89.5$ و E_i عدد خیلی بزرگی می‌باشد در نتیجه خواهیم داشت $E = M_H = 89.5$، پس $-r_A''' = 16.4$.

بنابراین میزان عملکرد راکتور به صورت زیر به دست می‌آید:

موقعیت در راکتور	p_A	$-r_A'''$	$1/-r_A'''$
Top	100	6	0.1667
¼ from top	300	16.4	0.0610
Middle	547	25.4	0.0394
Bottom	1000	20.4	0.0490

$$V_R = \frac{F_g}{\pi}\int \frac{dp_A}{-r_A'''} = \frac{90000}{10^5}(\text{area}) = \frac{90000}{10^5}(55) = 49.5\ m^3$$

۸۳ تا ۹۴ درصد مقاومت، برای فیلم مایع حکمفرما می‌باشد.

(۱۰-۲۴

حل: این مسئله را نیز همانند مثال ۲۴.۳ کتاب و مسئله بالا برای برج پرشده، می‌توان حل کرد. راهنمایی: برای بالای برج مدول حتا مساوی ۱۰ و برای پایین برج مدول حتا ۳.۱۶ و ضریب تاثیر برای حدس اولیه ۶.۵۵۶ می‌باشد.

(۱۱-۲۴ Danckwerts و Gillham در کتاب پدیده‌های انتقال در مهندسی شیمی، چاپ مارس ۱۹۶۶ سرعت جذب CO_2 را در محلول بافری متمایل به

خاصیت قلیایی K_2CO_3 و $KhCO_3$ مطالعه نمودند. نتیجه‌گیری از واکنش به صورت زیر می‌تواند ارائه شود.

$$CO_2(g \to l) + OH^-(l) \to HCO_3^- \text{ with } -r_A = kC_AC_B$$

در آزمایش مورد نظر CO_2 خالص در فشار ۱ اتمسفر به داخل یک برج پر شده حباب می‌زند (می جوشد). آبیاری سریع محلول در گردش، دما را در ۲۰ $^\circ C$ حفظ می‌کند و به C_B ثابت نزدیک می‌شود. مقدار کسر CO_2 جذب شده ورودی را بیابید.

داده‌ها:

$V_r = 0.6041\ m^3$ $\quad f_l = 0.08$

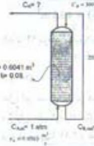
$\pi = 101325\ Pa$ $\quad H_A = 3500\dfrac{Pa.m^3}{mol}$

$\bar{C}_B = 300\dfrac{mol}{m^3}$ $\quad D_{A_l} = D_{B_l} = 1.4 \times 10^{-9}\dfrac{m^2}{s}$

$k = 0.433\dfrac{m^3}{mol.s}$ $\quad k_{A_l}a = 0.025\ s^{-1}$

$a = 120\dfrac{m^2}{m^3}$ $\quad v_0 = 0.0363\dfrac{m^3}{s}$

این مسئله توسط Barry Kelly طرح شده است.



حل: اجازه دهید ابتدا مقادیر $C_{A_{in}}$ و $C_{B_{in}}$ را ارزیابی کرده و سپس سرعت واکنش را به دست آوریم.

$$C_{A_{in}} = \frac{P_{A_{in}}}{H_A} = \frac{101325}{3500} = 28.95\frac{mole}{m^3}$$

$$C_{B_{in}} = 300\frac{mole}{m^3}$$

چون $C_B \gg C_A$ است، ما یک مقدار اضافه از B داریم. بنابراین ما می‌توانیم C_B را تقریبا ثابت فرض نماییم.

$$M_H = \sqrt{\frac{1.4 \times 10^{-9}(0.433)300}{\frac{0.25}{120}}} = 0.0094$$

$$E_i = 1 + \frac{300(3500)}{101325} = 11.36$$

از آنجا که $E_i > 5M_H$ حالت زیر را داریم. و چون مقدار E کمتر از ۱ نیست.

$$E = 1$$

$$-r_A''' = \frac{p_A}{0 + \frac{3500}{0.25(1)} + \frac{3500}{0.433(300)0.08}} = \frac{p_A}{0 + 14000 + 337}$$

$$= 6.97 \times 10^{-5}p_A = 7.067\frac{mol}{hr.m^3}$$

CO_2 خالص است و ۹۸ درصد مقاومت در فیلم مایع بوده و سرعت واکنش ثابت است و از رابطه (۱۵) فصل ۲۴ داریم.

$$\frac{V_R}{F_{A_0}} = \int_0^{X_A}\frac{dX_A}{-r_A'''} = \frac{X_A}{-r_A'''}$$

$$X_A = \frac{V_R}{F_{A_0}}(-r_A''') = \frac{0.10041}{1.05}(1.48) = 0.141 = 14.1\%$$

$$F_{A_0} = v_0C_{A_0} = 0.0363(28.95) = 1.05\ mol/sec$$

۲۴-۱۲) یک برج پرشده با قطعات پلی پروپیلن با سطح ویژه ($a=55\ m^2/m^3$) که برای حذف کلرین از جریان گاز ($G=100\ mol/s.m^2$, $2.36\%\ Cl_2$) که توسط جریان ناهمسو با یک محلول NaOH تماس داده می‌شود ($L = 250\frac{mol}{s.m^2}$, ۱۰٪ NaOH, $C_B = 2736\frac{mol}{m^3}$) در بازه دمایی ۴۰ تا ۴۵ درجه سانتیگراد و فشار ۱ atm طراحی شده است. چرا باید ۹۹٪ از کلرین در بالای برج حذف شود؟ ارتفاع محاسباتی را دو برابر کنید تا از انحرافات ممکن از جریان پلاگ مراقبت نمایید.

داده‌ها:

واکنش $Cl_2+2NaOH \to Product$ خیلی خیلی سریع و برگشت ناپذیر می‌باشد. برای این نرخ‌های جریان خیلی بالا (نزدیک به محدوده‌های مجاز) یک برون یابی از ویرایش ششم هندبوک Perry بخش ۱۴ مقادیر زیر را می‌دهد.

$$k_g a = 133\frac{mol}{hr.m^3.atm} \quad H_A = 125\times 10^6\frac{atm.m^3}{mol}$$

$$k_l a = 45\,hr^{-1} \quad D = 1.5\times 10^{-9}\frac{m^2}{s}$$

حل: در این مسئله چون $\infty \to k$ پس $\infty \to M_H$ میل می‌کند.

$$E = E_i = 1 + \frac{H_A C_B}{p_A}$$

$C_{B1} = 0.1\,C_T$ (10% NaOH in Packed Collumn)

$$\rightarrow C_T = \frac{2736}{0.1} = 27360\frac{mol}{m^3},\ p_{Ar} = 0.0236\times 1atm = 2391\,Pa$$

$$\text{Inert Gas Molar} = 100 - 2.36 = 97.64\frac{mol}{m^2.s}$$

$$n_{A1} = (1-0.09)\times 2.36 = 2.147\frac{mol}{m^2.s}$$

$$p_{A1} = \frac{n_{A1}}{n_{inert}+n_{A1}}P_t = \frac{0.0236}{97.54+0.0236}\times 1atm = 0.000242\,atm$$
$$= 24.5\,Pa$$

انتقال جرم:

$$\frac{F_g}{\pi}(p_{A2}-p_{A1}) = \frac{F_l}{bC_T}(C_{B1}-C_{B2}) \rightarrow \frac{1000}{10^5}(2360-24.5)$$
$$= \frac{250}{2\times 27360}(2736 - C_{B2}) \Rightarrow C_{B2} = 2375\frac{mol}{m^3}$$

بنابراین در بالا و پایین برج داریم:

$$\text{at the top:}\begin{cases} ak_{Ag}p_{A1} = 1.33\times 0.0024 = 1.3192 \\ \dfrac{ak_{Al}C_{B1}}{b} = \dfrac{45\times 2736}{2} = 61560 \end{cases}$$

> *Gas Film Controlling*

$$\text{at the bottom}\begin{cases} ak_{Ag}p_{A2} = 133\times 0.000245 = 0.0326 \\ \dfrac{ak_{Al}C_{B2}}{b} = \dfrac{45\times 2224}{2} = 50040 \end{cases}$$

> Gas Film Controlling

$$a(-r_A''') = ak_{Ag}p_A = 133\,p_A$$

$$V_r = A_c h = \frac{F_g}{\pi}\int_{p_{A1}}^{p_{A2}}\frac{dp_A}{a(-r_A''')}$$

$$\rightarrow h = \frac{\left(\frac{F_g}{A_c}\right)}{\pi}\int_{p_{A1}}^{p_{A2}}\frac{dp_A}{133p_A} = \frac{100\times 3600}{133\times 1atm}Ln\frac{0.0236}{0.000245} = 12363\,m$$

توجه: این ارتفاع برای یک برج در نگاه اول کمی عجیب و غیر معقول است و در ظاهر مانند مثال ۲۴.۱ شرایط طراحی غلط می‌باشد و باید مقاومت را در فاز مایع زیاد و در فاز گاز کم کرد تا ارتفاع برج کم شود. یکی دیگر از دلایل کم بودن انحلال Cl_2 مربوطه به H (ضریب هنری) می‌باشد.

درنتیجه در تایید روابط بالا داریم:

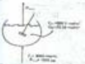
$$\text{at Top: } E_i = E = 1 + \frac{H_A C_B}{bp_{Ai}},\ p_{Ai} = p_A \text{ No Gas Phase Resistance}$$

$$E = 7.2\times 10^{13}$$

$$\text{Gas Film Resistance} = \frac{1}{ak_{Ag}} = \frac{1}{133} = 0.0075$$

$$\text{Liq Film Resistance} = \frac{H_A}{ak_{Al}E} = 38\times 10^{-7} \approx 0$$

۲۴-۱۳ تا ۲۴-۱۶) این مسائل نیز همانند مثال‌های کتاب با مفروضات حل می‌شوند و نیاز به حل مجدد ندارند. که ما تنها در اینجا فقط سؤالات ۲۴-۱۳ و ۲۴-۱۵ را حل می‌نماییم و حل دو مسئله دیگر بر عهده خود دانشجویان عزیز می‌باشد.



۲۴-۱۳ و ۲۴-۱۵) مثال ۲۴.۶ را با دو تغییر زیر تکرار نمایید.

شماره سؤال	Henry's Law Constant, H_A, $Pa.m^3/mol$	Second-Order Reaction Rate, Constant, k, $m^3/mol.hr$
24.13	10^5	2.6×10^5
24.14	10^5	2.6×10^9
24.15	10^5	2.6×10^3
24.16	10^3	2.6×10^{11}

۱۳-۲۴)

حل: در اینجا ما یک تانک اختلاط ناپیوسته (Batch) داریم، که $k = 2.6 \times 10^5$ و $H_A = 10^5$ می‌باشد همچنین در آغاز $C_B = 555.6$ می‌باشد

$$M_H = \frac{\sqrt{3.6 \times 10^{-6}(2.6 \times 10^5)555.6}}{\frac{144}{100}} = 19$$

$$E_i = 1 + \frac{555.6(10^5)}{10^2} = 555601$$

این مقدار یا چیزی کمتر از این مقدار را برای E_i حدس می‌زنیم. هرچند حدس ما تفاوتی ایجاد نمی‌کند.

$$M_H \ll E_i \Rightarrow E = M_H = 19$$

پس از آنجایی که $E = M_H$ و $p_A \ll \pi$ ما فقط می‌توانیم از رابطه (۱۹) فصل ۲۴ به عنوان میان بر استفاده نماییم تا مقدار سرعت را ارزیابی کنیم. بنابراین داریم:

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{\pi V_B}{F_g} + \frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B f_l}} \cdot p_{A_{in}}$$

$$= \frac{1}{\frac{10^5\left(\frac{1.62}{0.9}\right)}{9000} + \frac{1}{0.72} + \frac{10^5}{144(19)} + \frac{10^5}{2.6 \times 10^5(555.6)(0.9)}} \cdot p_A$$

$$= \frac{1}{20 + 1.3889 + 43.8417 + 0.0008} \cdot 1000 = 17.26 \frac{mol}{m^3 . hr}$$

$$\frac{1}{-r_A'''} = 0.058$$

پس بنابراین در انتهای کارکرد برج داریم:

$$C_B = 55.56 \;,\; M_H = 5.01 \rightarrow E_i = 1 + \frac{55.6(10^5)}{10^3} = 5561$$

$E = M_H$ است، پس دوباره روش میانبر را استفاده می‌نماییم

$$-r_A''' = \frac{1}{20 + 1.3889 + \frac{10^5}{144(5.01)} + \sim 0} \cdot 1000 = 6.25 \frac{mol}{m^3 . hr}$$

$$\frac{1}{-r_A'''} = 0.16$$

در شرایط میانی مشابه می‌توان گفت که $C_B = \frac{555.6}{4} = 138.9$ است و مقادیر زیر را داریم:

$$M_H = \frac{15.84}{2} = 7.92$$

$$E_i = \frac{55561}{4} = 13890 \rightarrow E = M_H = 7.92$$

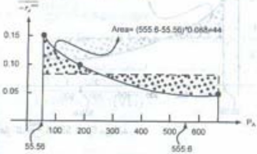
پس سرعت نیز از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$-r_A''' = \frac{1}{20 + 1.3889 + \frac{10^5}{144(7.92)} + \sim 0} \cdot 1000 = 9.168 \frac{mol}{m^3 . hr}$$

$$\frac{1}{-r_A'''} = 0.109$$

بنابراین نمودار زیر را می‌توان رسم کرد. که مساحت نمودار عبارتست از:

$$Area = (555.6 - 55.56)0.088 = 44$$



بر طبق شکل مدت زمانی که حباب‌های گاز طولی از مایع را طی می‌کنند، از رابطه زیر حساب می‌شود:

$$b = 1$$

$$t = \frac{f_l}{b}\int \frac{dC_B}{-r_A'''} = f_l(\text{area}) = 0.9(44) = 39.6\ \text{hr}$$

مینیمم زمان مورد نیاز اگر همه واکنش دهنده A با B واکنش دهد، از رابطه زیر به دست می‌آید.

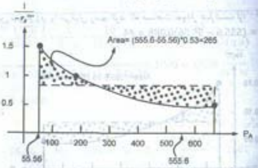
$$t_{min} = \frac{V_l\left(C_{B_0} - C_{B_f}\right)}{F_g\left(\frac{p_A}{\pi - p_A}\right)} = \frac{1.62(555.6 - 55.56)}{9000\left(\frac{1000}{99000}\right)} = 8.91\ \text{hr}$$

بازده استفاده از واکنش دهنده A نیز از رابطه زیر به دست می‌آید.

$$\text{efficiency of use of A} = \frac{8.91}{39.6} = 22.5\%$$

۱۵-۲۴)

حل: در این سؤال ما یک تانک اختلاط ناپیوسته (Batch) با مقادیر $k = 2.6 \times 10^3$ و $H_A = 10^5$ را داریم.



در آغاز کار $C_B = 555.6\ \frac{mol}{m^3}$ می‌باشد.

$$M_H = \frac{\sqrt{2.6 \times 10^3(3.6 \times 10^{-6})555.6}}{\frac{144}{100}} = 1.584$$

$$E_i = 1 + \frac{555.6(10^5)}{10^3} = 55561$$

در نتیجه باز مانند مسائل قبل از نمودار ۲۳.۴ داریم $E = M_H = 1.584$.

با استفاده از فرمول میانگین در رابطه (۱۹) به صورت زیر داریم:

$$-\overline{r_A} = \frac{p_{A_0}}{\frac{V_B \pi}{F_g} + \frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_B f_l}}$$

$$= \frac{1000}{\frac{\left(\frac{1.62}{0.9}\right)10^5}{9000} + \frac{1}{0.72} + \frac{10^5}{144(1.584)} + \frac{10^5}{2.6 \times 10^3(555.6)0.9}}$$

$$= \frac{1}{20 + 1.3889 + 438.4 + \sim 0} \cdot 1000 = 2.175$$

$$\frac{1}{-r_A'''} = 0.460$$

در انتهای کار $C_B = 55.56$ می‌باشد.

$$M_H = \frac{1.584}{\sqrt{10}} = 0.5$$

$$E_i = 1 + \frac{55.56(10^5)}{10^3} = \text{big or bigger}$$

در نتیجه مقدار زیر برای ضریب تاثیر یا E به دست می‌آید.

$$E = 1$$

از رابطه میانیر برای محاسبه سرعت استفاده می‌نماییم.

$$-r_A''' = \frac{1000}{20 + 1.3889 + 438.9\left(\sqrt{10}\right) + \sim 0} = 0.7096$$

$$\frac{1}{-r_A'''} = 1.41$$

در شرایط میانی مشابه می‌توان گفت $C_B = \frac{555.6}{4} = 138.9$.

$$M_H = \frac{1.584}{4} = 0.3961$$

$$E_i = 1 + \frac{555.6(10^5)}{10^3} = \text{Big Or Bigger}$$

بنابراین مقدار E از رابطه زیر طبق نمودار ۲۳.۴ به دست می‌آید.

$$E = 1 + \frac{M_H^2}{3} = 1.1$$

پس رابطه میانبر در حقیقت رابطه زیر می‌باشد.

$$-\overline{r_A'''} = \frac{1000}{20 + 1.3889 + \dfrac{10^5}{144(1.1)}} = 1.468$$

$$\frac{1}{-r_A} = 0.68$$

پس مقاومت اصلی در عبارت $\frac{10^5}{144(1.1)}$ می‌باشد. همچنین مدت زمانی که طول می‌کشد تا حباب گاز در تمام طول راکتور طی مسیر نماید از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$b = 1$$

$$t = \frac{f_l}{b}\int \frac{dC_B}{-r_A'''} = f_l(\text{area}) = 0.9(265) = 230.4\ \text{hr}$$

که مساحت مورد نظر از شکل زیر به دست می‌آید.

$$\text{Area} = 0.53(555.6 - 55.56) = 265$$

مینیمم زمان عبور حباب گاز از راکتور نیز از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$t_{min} = \frac{V_l\left(C_{B_0} - C_{Bf}\right)}{F_g\left(\dfrac{p_{A_{in}}}{\pi - p_{A_{in}}}\right)} = \frac{1.62(555.6 - 55.56)}{9000\left(\dfrac{1000}{99000}\right)} = 8.91\ \text{hr}$$

بازده استفاده از واکنش دهنده نوع A نیز از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$\text{use Efficiency of } A = \frac{8.91}{238.5} = 3.7\%$$

فصل ۲۵

سینتیک واکنش‌های ذره ـ سیال

۲۵-۱) گروهی از ذرات جامد با اندازه یکنواخت در یک محیط یکنواخت تحت یک گاز قرار می‌گیرند. جامد تبدیل می‌شود، تا یک محصول غیر لایه‌ای منطبق با مدل هسته واکنش نداده(Shrinking-Core) ایجاد کند. تبدیل حدود ۷/۸ زمان یک ساعت است، تبدیل کامل دو ساعت می‌باشد. مکانیسم کنترل سرعت واکنش چیست؟

حل: ابتدا هرسه مکانیزم امکان تشکیل هسته سخت (Shrinking-Core) را برای دانستن آنکه کدامیک با داده‌های گزارش شده زیر سازگار است را بررسی می‌نماییم:

$$X_B = \frac{7}{8} \quad \text{at} \quad t = 1\ \text{hr}$$

$$X_i = 1 \quad \text{at} \quad t(=\tau) = 2\ \text{hr}$$

$$X_B = \frac{7}{8} \quad \text{at} \quad \frac{t}{\tau} = 0.5$$

از آنجایی که شکل جامدات معین نیست، فرض را با کروی بودن ذرات شروع می‌کنیم. بنابراین از جدول ۲۵.۱ داریم:

۱- اگر نفوذ فیلمی کنترل کننده باشد داریم:

$$\frac{t}{\tau} = X_B$$

اما دادهها در زیر سازگار نیستند. بنابراین این مکانیزم را رد می‌کنیم.

$0.5 \neq 0.8757$

۲- اگر نفوذ لایه خاکستر کنترل کننده باشد:

$$\frac{t}{\tau} = 1 - 3(1 - X_B)^{\frac{2}{3}} + 2(1 - X_B)$$

از دادهها می‌بینیم که این حالت سازگار است.

$$0.5 = 1 - 3\left(\frac{1}{8}\right)^{\frac{2}{3}} + 2\left(\frac{1}{8}\right) = 0.5$$

اکنون قبل از این که ما احساس کنیم همه چیز حل شده، اجازه دهید تا مکانیزم سوم را هم بررسی کنیم، زیرا ممکن است معلوم شود که این مکانیزم نیز مناسب خواهد بود.

۱- اگر واکنش سطح کنترل کننده باشد.

$$\frac{t}{\tau} = 1 - (1 - X_B)^{\frac{1}{3}}$$

دوباره از دادهها بر می‌آید که این مکانیزم نیز مناسب است. کمی گیج کننده است.

$$0.5 = 1 - \left(\frac{1}{8}\right)^{\frac{1}{3}}$$

بنابراین ما یک تطابق داریم که در اینجا هردو مکانیزم نفوذ خاکستر و واکنش با دادهها متناسب هستند.

توجه: اشکال ۹ و ۱۰ این فصل نشان می‌دهند که دادههایی که در همان نقطه آورده شده‌اند، که در اینجا چون نمودار نفوذ خاکستر از واکنش عبور می‌کند واکنش را کنترل می‌نماید. و اگر ما سعی کنیم تا معادلات را برای صفحه تخت یا تکه‌های استوانه‌ای شکل بررسی نماییم، ما خواهیم فهمید که هیچ کدام با دادهها متناسب نیستند.

۲۵-۲) در یک جایگاه سایه دار در انتهای خیابان براون در Lewisburg یک مجسمه جنگ وجود دارد، یک ژنرال برنجی، یک توپ برنجی و یک سری گلوله آهنی. در سال ۱۸۶۸ که برپا شد، محیط گلوله‌ها ۳۰ اینچ بود. امروزه بخاطر آب و هوا، گرد و غبار، و خوردگی فولاد محیط آنها فقط ۲۹/۷۵ است. آنها چه زمانی کاملاً از بین خواهند رفت.

حل: چون کرههای ساکن را در این مسئله داریم، پس عدد شروود Sh=2 می‌باشد. بنابراین چون واکنش کنترل کننده فرایند است، از جدول ۲۵.۱ داریم:

$$\frac{t}{\tau} = 1 - \frac{r_c}{R} = 1 - \frac{2\pi r_c(R)}{2\pi R_0} = 1 - \frac{29.75}{30} = 0.0083$$

$t = 1999 - 1868 = 131$ سال

$\tau_{Reaction} = 15720$ years

حال اگر مقاومت فیلم کنترل کننده باشد داریم:

$$\frac{t}{\tau} = 1 - \left(\frac{R}{R_0}\right)^2 = 1 - \left(\frac{2\pi R}{2\pi R_0}\right)^2 = 1 - \left(\frac{29.75}{30}\right)^2 = 0.01659$$

$= 0.166 \Rightarrow \tau_{Film} = 7892$ years

چون دو مقاومت به صورت سری می‌باشند، پس زمان اقامت کل به صورت زیر حاصل می‌شود.

$$\tau_{total} = \tau_{Reaction} + \tau_{Film} = 15720 + 7892 = 23612 \text{ years}$$

۲۵-۳) زمان لازم برای سوزاندن ذرات گرافیت با مشخصات فیزیکی مورد نظر ($R_0 = 5$ mm, $\rho_B = 2.2 \frac{gr}{cm^3}$, $k'' = 20$ cm/sec) در یک جریان اکسیژن ۸ درصد را محاسبه کنید. برای سرعت بالای گاز، فرض می‌کنیم نفوذ فیلم، هیچ مقاومتی را برای انتقال و واکنش پیشنهاد نمی‌کند. همچنین دمای واکنش مساوی $900\,^{\circ}C$ می‌باشد.

حل: در اینجا ما ذرات سخت را داریم، بنابراین فقط ۲ امکان برای مقاومت وجود دارد. نفوذ فیلمی و واکنش سطح. از آنجایی که ما گفته‌ایم که می‌توانیم نفوذ فیلمی را صرف نظر کنیم، فقط واکنش شیمیایی را کنترل کننده در نظر می‌گیریم. بنابراین برای این حالت حل می‌کنیم از جدول ۲۵.۱ صفحه ۵۸۰ کتاب انگلیسی برای حالتی که واکنش کنترل کننده است داریم:

$$\frac{t}{\tau} = 1 - (1 - X_B)^{\frac{1}{3}} \; \ldots \text{where} \;\; \tau = \frac{\rho_B R_0}{b k_s C_{Ag}}$$

اما چگالی مولی ذرات B به صورت زیر حساب می‌شود، زیرا می‌دانیم که جرم یک مول از ذرات کربن ۱۲ گرم است.

$$\rho_B = \frac{\rho_{Carbon}}{M_{Carbon}} = \frac{2.2\frac{gm}{cm^3}}{12\frac{gm}{mole}} = 0.183\frac{mole}{cm^3}$$

غلظت واکنش دهنده گازی A نیز به صورت زیر حساب می‌شود، که در زیر $R = 82.06\ \frac{cm^3.atm}{mol.K}$ ثابت گازها بوده و p فشار ۱ اتمسفر و مقدار درصد اکسیژن $y_{O_2} = 0.08$ و $T=1173\ K$ که دمای مطلق گاز می‌باشد.

$$C_{Ag} = \frac{p.y_{o2}}{RT} = \frac{1}{82.06 \times 1173} \times 0.08 = 8.30 \times 10^{-8}\frac{mole}{cm^3}$$

و برای واکنش زیر مقدار b ضریب اکسیژن در واکنش ۱ می‌باشد.

$$C + O_2 \rightarrow CO_2 \ldots, b = 1$$

با جایگزینی کمیت‌ها در رابطه، τ یا زمان اتمام واکنش نتیجه می‌شود:

$$\tau = \frac{\rho_B . R}{b\, k_g C_{Ag}} = \frac{(0.183)(0.5)}{(1)(20)(8.3 \times 10^{-7})} = 5505\ sec = 1.53\ hr$$

۴-۲۵) ذرات کروی با ترکیب روی با شعاع ۱ میلیمتر در یک جریان اکسیژن ۸ درصد و در ۹۰۰ درجه سانتیگراد و یک اتمسفر سرخ می‌شوند. استوکیومتری واکنش به این ترتیب است:

$$۲ZnS + 3O_2 \rightarrow 2ZnO + 2SO_2$$

بر فرض اینکه واکنش برحسب مدل هسته سخت (واکنش نداده) پیش رود، زمان لازم برای تبدیل کامل یک ذره و مقاومت نسبی نفوذ لایه خاکستر در حین عملیات را محاسبه کنید.

داده‌ها:

دانسیته جامد: $\rho_B = 4.13\frac{gr}{cm^3} = 0.0425\frac{mol}{cm^3}$

ثابت سرعت واکنش: $k^{"} = 2\frac{cm}{sec}$

برای گازها در لایه اکسید روی: $D_e = 0.08\frac{cm^2}{sec}$

نکته: توجه نمایید که مقاومت فیلم می‌تواند مطمئنا در مقابل رشد طولانی مدت لایه خاکستر ناچیز شمرده شود.

حل: مانند مسائل قبل ابتدا پارامترهای مورد نظر و ضرایب واکنش را مشخص می‌نماییم.

$$b = \frac{2}{3}, R = 1mm = 0.1\ cm, T = 900°C + 273 = 1173^0K$$

ثابت گازها را نیز $R = 82.06\ \frac{Cm^3.atm}{mol.k}$ در نظر می‌گیریم.

ابتدا مقدار غلظت گاز اکسیژن را به عنوان جزء A واکنش از رابطه زیر تعیین می‌نماییم:

$$C_{Ag} = \frac{pD_{O2}}{RT} = \frac{1 \times 0.08}{82.06 \times 1173} = 8.3 \times 10^{-8}\frac{mol}{cm^3}$$

نکته: توجه داشته باشید که مقاومت فیلم به تدریج با زیاد شدن ضخامت لایه خاکستر کم شده و قابل اغماض می‌باشد و بنابراین فقط دو مقاومت خاکستر و واکنش را داریم. البته قبل از حل مسئله می‌بایست چگالی را به واحد مورد نظر تبدیل نمایید تا حل را انجام دهیم.

$$M_{ZnS} = 65.39 + 32 = 97.39\frac{gr}{mol}$$

$$=> \rho_B = \frac{4.13\frac{gr}{cm^3}}{97.39\frac{gr}{mol}} = 0.0425\ \frac{mol}{cm^3}$$

که این تبدیل ظاهرا در کتاب به درستی به عنوان کمک انجام شده است.

پس طبق جدول ۲۵.۱ اگر واکنش کنترل کننده باشد داریم:

$$\tau_{rxn} = \frac{\rho_B R}{bK^{"} C_{Ag}} = \frac{0.0425 \times 0.1}{\frac{2}{3} \times 2 \times 8.3 \times 10^{-8}} = 38403\ sec$$

اگر لایه خاکستر کنترل کننده باشد داریم:

$$\tau_{Ash} = \frac{\rho_B R^2}{6bD_e C_{Ag}} = \frac{0.0425 \times 0.01}{\frac{2}{3} \times 6 \times 0.08 \times 8.3 \times 10^{-7}} = 1600\ sec$$

ر نتیجه مدت زمان کل به صورت زیر محاسبه می‌گردد:

$$\tau_{total} = \tau_{Ash} + \tau_{rxn} = 38403 + 1600 = 40003\ sec = 11.11\ hr$$

۲۵-۵ و ۲۵-۶) با دو برابر شدن اندازه ذره از شعاع R به شعاع ۲R، زمان برای
بدیل کامل ۳ برابر می‌شود. سهم نفوذ لایه خاکستر از مقاومت کل برای ذرات با
ندازه‌های زیر چیست

۲۵-۵) $R = ?$

حل: در اینجا اندیس ۱ به ذرات با اندازه R و اندیس ۲ به ذرات با اندازه ۲R
مربوط می‌شود. پس بنابراین $\tau_2 = 3\tau_1$ می‌باشد و آن را رابطه (۰) می‌نامیم.
روابط زیر را برای نفوذ لایه خاکستر و واکنش داریم:

$$\tau_1 = \tau_{1_{ash}} + \tau_{1_{rxn}} \ldots (i)$$
$$\tau_2 = \tau_{2_{ash}} + \tau_{2_{rxn}} \ldots (ii)$$

ما برای نفوذ لایه خاکستر و واکنش طبق فصل ۲۵ کتاب، روابط $\tau_{ash} \propto R^2$ و
$\tau_{rxn} \propto R$ برقرار است، پس در زیر داریم:

$$\tau_{2_{ash}} = 4\tau_{1_{ash}} \ldots (iii)$$
$$\tau_{2_{rxn}} = 2\tau_{1_{rxn}} \ldots (iv)$$

بنابراین از روابط (iii) و (iv) و جایگزینی در رابطه (ii) رابطه زیر را خواهیم داشت:

$$3\tau_1 = 4\tau_{1_{ash}} + 2\tau_{1_{rxn}}\ (v)$$

از رابطه (i) و (v) ما می‌فهمیم که $\tau_{1_{rxn}} = \tau_{1_{ash}}$، بنابراین سهم درصد مقاومت
نفوذ لایه خاکستر حدود R=50٪ می‌باشد.

۲۵-۶) $2R = ?$

حل: در این مسئله نیز به طور مشابه سوال را برای شعاع ذره ۲R حل می‌نماییم:

$$R_2 = 2R_1$$

$$\tau_{Ash} \propto R^2 \Rightarrow \tau_{2Ash} = \left(\frac{R_2}{R_1}\right)^2 = 4\,\tau_{1Ash}$$

می دانیم که زمان کل برابر مجموع زمان خاکستر و واکنش است. پس داریم:

$$\tau_{total} = \tau_{Ash} + \tau_{ran}$$
$$\Rightarrow \tau_{total}(2R) = 3\tau_{total}(R)$$

در نتیجه بازده ذرات عبارتست از:

$$\eta = \frac{\tau_{2_{Ash}}}{\tau_{Total}(2R)} = \frac{4\,\tau_{Ash}}{3\,\tau_{total}} = \frac{4}{3} \times (0.5) = 66.7\ \%$$

۲۵-۷ تا ۲۵-۱۰) ذرات جامد کروی، شامل B به صورت هم دما در یک اجاق با ترکیب ثابت گاز، سرخ می‌شوند. جامدات به یک محصول غیر لایه‌ای سخت مطابق با مدل SCM به صورت زیر تبدیل می‌شوند.

$$A(g) + B(s) \rightarrow R(g) + S(s),\ C_A = 0.01\frac{kmol}{m^3},\ \rho_B = 20\frac{kmol}{m^3}$$

از داده‌های تبدیلی زیر(توسط تجزیه تحلیل شیمیایی) یا داده‌های اندازه هسته (به وسیله برش دادن و اندازه‌گیری) نرخ کنترل کننده مکانیزم سرعت را برای تبدیل جامد تعیین نمایید.

۲۵-۷)

dp, mm	X_B	t, min
1	1	4
1.5	1	6

حل: می‌دانیم که شعاع ذره برابر است با $R = \frac{d_p}{2}$ و طبق جدول ۲۵.۱ در قسمت اول، نفوذ خاکستر کنترل کننده و در قسمت دوم، جدول واکنش کنترل کننده است.

واکنش	نفوذ لایه خاکستر
$\frac{R}{t}\left[1-(1-X_B)^{\frac{1}{3}}\right]$	$\frac{R^2}{t}[1-3(1-X_B)^{\frac{2}{3}}+2(1-X_B)]$
0.125	0.0625
0.125	0.0938

چون دو مقدار در قسمت دوم جدول با هم برابر شدند پس واکنش شیمیایی کنترل کننده است.

۸-۲۵)

d_p, mm	X_B	t, sec
1	0.3	2
1	0.75	5

حل: برای همان شرایط مسئله ۲۵.۷ داده‌های زیر کنترل کننده هستند، بنابراین سرعت انتقال را محاسبه می‌نماییم.
مانند مسئله قبل طبق جداول زیر عمل می‌نماییم:

نفوذ لایه خاکستر	واکنش
$\frac{R^2}{t}[1-3(1-X_B)^{\frac{2}{3}}+2(1-X_B)]$	$\frac{R}{t}\left[1-(1-X_B)^{\frac{1}{3}}\right]$
4.36×10^{-3}	0.028
2.97×10^{-3}	0.037

بنابراین می‌بینیم که دو مکانیزم نفوذ لایه خاکستر و واکنش کنترل کننده نیستند، بنابراین سراغ مکانیزم فیلم می‌رویم و آن را بررسی می‌نماییم.

$$\frac{R}{t}X_B = 0.075$$

مشاهده می‌گردد که برای هردو حالت مقدار ۰/۰۷۵ حاصل می‌شود که مقداری معقول است، پس مکانیزم فیلم کنترل کننده فرآیند است.

۹-۲۵)

d_p, mm	X_B	t, sec
1	1	200
1.5	1	450

حل: مانند مسئله قبل عمل می‌نماییم.

نفوذ لایه خاکستر	واکنش
$\frac{R^2}{t}[1-3(1-X_B)^{\frac{2}{3}}+2(1-X_B)]$	$\frac{R}{t}\left[1-(1-X_B)^{\frac{1}{3}}\right]$
1.25×10^{-3}	2.5×10^{-3}
1.25×10^{-3}	1.67×10^{-3}

چون دو مقدار در قسمت اول جدول با هم برابر شد، پس نفوذ خاکستر کنترل کننده است.

۱۰-۲۵)

d_p, mm	X_B	t, sec
2	0.875	1
1	1	1

حل: در اینجا نیز مکانیزم‌های مختلف را امتحان کرده و در صورتی که جواب‌ها یکی شد، آنگاه مکانیزم مورد نظر کنترل کننده فرآیند می‌باشد.

نفوذ لایه خاکستر	واکنش
$\frac{R^2}{t}[1-3(1-X_B)^{\frac{2}{3}}+2(1-X_B)]$	$\frac{R}{t}\left[1-(1-X_B)^{\frac{1}{3}}\right]$
0.5	0.5
0.5	1

پس در این حالت نیز چون دو جواب (۰/۵) در ستون اول جدول یکی شد، پس نتیجه می‌گیریم که نفوذ لایه خاکستر کنترل کننده فرآیند است.

۲۵-۱۱) ذرات کروی با اندازه یکنواخت UO_3 به UO_2 در یک محیط یکنواخت با نتایج زیر کاهش می‌یابند:

t, hr	0.180	0.347	0.453	0.567	0.733
X_B	0.45	0.68	0.80	0.95	0.98

حل: نمودار را با فرض اینکه واکنش و سپس نفوذ لایه خاکستر کنترل کننده هستند، رسم می‌نماییم.

t, hr	0.18	0.347	0.453	0.567	0.733
X_B(فیلم)	0.45	0.68	0.80	0.95	0.98
$1-(1-X_B)^{\frac{1}{3}}$(واکنش)	0.1807	0.316	0.4152	0.6316	0.7286
(خاکستر) $1-3(1-X_B)^{\frac{2}{3}}+2(1-X_B)$	0.0861	0.2365	0.374	0.6928	0.819

فرض واکنش کنترل کننده یک خط مستقیم بهتری نسبت به فرض نفوذ خاکستر را برای برازش منحنی می‌دهد.

بنابراین از نمودار بالا داریم:

$$\frac{t}{\tau_{rx}} = 1-(1-X_B)^{\frac{1}{3}}$$

در نتیجه زمان اتمام واکنش عبارتست از:

$$\tau_{rx} = \tau = 0.98\ hr$$

۲۵-۱۲) توده بزرگی از ذغال در حال سوختن است. هر بخشی از سطحش در شعله است. در یک دوره ۲۴ ساعته اندازه خطی توده به صورت تیمرخ، حدود ۵ درصد کاهش می‌یابد.

a) جرم سوزان چطور باید در مقدار اندازه کاهش یابد؟

b) چه موقع آتش خودش خاموش می شود؟

c) فرضیات را بر مبنای تخمین تان بیان کنید.

شکل : گلوله زغال سنگ

حل: فرض می‌شود با سوختن ذغال سنگ، روی آن خاکستر پایدار برجای نماند و مدل SCM برقرار باشد. در این صورت دو حالت زیر را بررسی می‌نماییم.

توجه: ابتدا چون ذرات بزرگ است از جدول ۲۵.۱ مدل Large Particle را انتخاب می‌نماییم.

حل قسمت a: فرض می‌کنیم کاهش اندازه ذره در اثر سوختن، مطابق مدل

SCM (هسته سخت شونده) باشد و خاکستر بر روی آن تولید نگردد.

حل قسمت b: اگر واکنش کنترل کننده باشد از جدول ۲۵.۱ داریم:

$$\frac{t}{\tau} = 1-\frac{r_c}{R} = 1-(1-X_B)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{۲۴}{\tau} = 1-\frac{0.95R_0}{R_0} \rightarrow \tau = 480\ hr$$

در مسئله بیان شده است، که دمای شعله زیاد است و گرادیان دما در اطراف گلوله ذغال سنگ زیاد است، پس گازهای محترق شده دمای بالایی دارند و می‌بایست مکانیزم فیلم گاز را نیز در فرآیند احتراق ذغال سنگ لحاظ نماییم.

حال اگر فیلم گاز کنترل کننده باشد باز از جدول ۲۵.۱ داریم:

$$X_B = 1-\left(\frac{r_c}{R}\right)^3$$

$$X_B = 1-\left(\frac{0.95R_0}{R_0}\right)^3 = 0.1426$$

$$\frac{t}{\tau} = 1-(1-X_B)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{۲۴}{\tau} = 1-(1-0.1426)^{\frac{1}{3}} \rightarrow \tau = 324\ hr$$

در نتیجه اگر هر دو مقاومت به طور نسبی در مقابل یکدیگر مهم باشند، مقدار زمان کل از رابطه زیر حساب می‌شود:

$$\tau_{total} = 480 + 324 = 804\ hr$$

حل قسمت c: در قسمت‌های a و b این فرضیات بر مبنای تخمین‌ها بیان شد.

فصل ۲۶

طراحی راکتورهای ذره ـ سیال

۲۶-۱ و ۲۶-۲) یک جریان از ذرات با اندازه‌های برابر (محیط گازی یکنواخت و نفوذ SCM/ash کنترل کننده) با عبور از میان راکتور تا ۸۰٪ تبدیل می‌شود. اگر راکتور با دو برابر اندازه کنونی با محیط گازی یکسان، نسبت خوراک مساوی، و الگوی جریان یکسانی از جامدات ساخته شده باشد، درصد تبدیل جامدات چیست؟ جامدات به دو صورت زیر می‌باشند.

۲۶-۱) جریان پلاگ.

حل: برای جریان پلاگ، نفوذ لایه خاکستر یا مدل هسته سخت کنترل کننده (SCM / ash) در راکتور اصلی را داریم:

$$\frac{t_p}{\tau} = 1 - 3(1 - X_B)^{\frac{2}{3}} + 2(1 - X_B)$$

$$= 1 - 3(1 - 0.8)^{\frac{2}{3}} + 2(1 - 0.8) = 0.374$$

اکنون t_p را در دو ضرب می‌کنیم، پس درصد تبدیل X_B' با روش حدس و خطا به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$\frac{2t_p}{\tau} = 2(0.374) = 1 - 3(1 - X_B')^{\frac{2}{3}} + 2\left(1 - X_B'\right)$$

$$X_B' = 96.5\%$$

۲۶-۲) جریان mixed (مخلوط).

حل: همانند مسئله ۲۶-۱ برای راکتور mixed پاسخ می‌دهیم. در مرحله اول برای $x_B = 0.8$ از شکل ۲۶.۴، در حالت خاکستر (Ash) کنترل کننده داریم:

$$\frac{\bar{t}_1}{\tau} = 0.75$$

$$\frac{\bar{t}_2}{\tau} = 2\frac{\bar{t}_1}{\tau} = 2 \times 0.75 = 1.5$$

در نتیجه از شکل ۲۶.۴ مقدار درصد تبدیل را به صورت زیر حساب می‌کنیم:

$$1 - X_B = 0.13 \Rightarrow X_B = 0.87$$

۲۶-۳ و ۲۶-۴) یک خوراک جامد شامل موارد زیر می‌باشد:

۲۰ درصد وزنی از ذرات با قطر ۱ mm یا کوچکتر.

۳۰ درصد وزنی از ذرات با قطر ۲ mm.

۵۰ درصد وزنی از ذرات با قطر ۲ mm.

که از میان یک راکتور لوله‌ای گردان، مانند کوره سیمان عبور می‌نمایند. که در اینجا با گاز واکنش می‌دهند تا یک محصول جامد سخت و غیر شکننده تولید نمایند (مدل SCM/ash کنترل کننده واکنش است. $\tau = 4\ hr$ برای ذرات با قطر ۴ mm).

۲۶-۳) زمان اقامت مورد نیاز برای تبدیل ۱۰۰٪ جامدات را پیدا کنید.

حل: برای جریان پلاگ، (SCM / Reaction) کنترل کننده، $\tau \propto R$ و بنابراین داریم:

$$\tau_{4mm} = 4\ hr\ (calculated)$$

$$\tau_{2mm} = 2\ hr (calculated)$$

$$\tau_{1mm} = 1\ hr\ (calculated)$$

تاکنون ۱۰۰ درصد زمان اقامت، باید بزرگتر از زمان برای ذرات ۴ میلیمتری یا τ_{4mm} تبدیل شود. بنابراین داریم:

$$\tau_{reactor} = 4\ hr\ or\ more$$

۲۶-۴) مقدار تبدیل متوسط جامدات را برای یک زمان اقامت ۱۵ دقیقه‌ای بیابید.

حل: در این سؤال درصد تبدیل متوسط را برای زمان ماند ۱۵ دقیقه مطابق با شرایط سؤال ۲۶-۳ محاسبه می‌نماییم.

لازم است ابتدا زمان اتمام واکنش برای ذرات به قطر ۱ mm و ۲ mm را به دست آوریم. بنابراین با توجه به اینکه واکنش کنترل کننده فرآیند است، می‌توان نوشت:

$$\tau \propto R \rightarrow \frac{\tau(4mm)}{\tau(2mm)} = \frac{4}{2} = 2 \rightarrow \tau(2mm) = 2\,hr$$

و به همین طریق به دست می‌آوریم:

$$\tau(1mm) = 1\,hr$$

τ مدت زمان اتمام کلیه ذرات کمتر از ۴ mm است. هیچ ذره‌ای واکنش کامل نمی‌دهد و از معادلات حذف نمی‌شود، بنابراین داریم:

$$\left(1 - \bar{X}_B\right) = [1 - X_B(1mm)]\frac{F(1mm)}{F}$$

$$+[1 - X_B(2mm)]\frac{F(2mm)}{F}$$

$$+[1 - X_B(4mm)]\frac{F(4mm)}{F}$$

واکنش کنترل کننده است، بنابراین طبق جدول ۲۵.۱ برای ذرات کروی درصد تبدیل به صورت زیر حساب می‌شود:

$$\frac{t}{\tau} = 1 - (1 - X_B)^{1/3} \rightarrow (1 - \bar{X}_B) = \left(1 - \frac{t}{\tau}\right)^3$$

$$\left(1 - \bar{X}_B\right) = \left(1 - \frac{15}{60}\right)^3 \times 0.2 + \left(1 - \frac{15}{120}\right)^3 \times 0.3 + \left(1 - \frac{15}{240}\right)^3 \times 0.5 = 0.794$$

$$\bar{X}_B = 0.206$$

۲۶-۵) ذراتی با اندازه یکنواخت به طور متوسط، زمانی که در بستر سیال شناور هستند، به مقدار ٪۶۰ تبدیل می‌شوند (مدل هسته سخت - واکنش کنترل کننده). اگر راکتور دو برابر بزرگتر ساخته می‌شد، اما شامل جامدات با اندازه‌های برابر با محیط گازی یکسان بود، مقدار تبدیل جامدات چه قدر خواهد بود؟

حل: ما مقادیر زیر را برابر قرار داده‌ایم، بنابراین ما درصد تبدیل یکسانی خواهیم داشت.

$$W_1 = W_2\,,\; C_{A_{0,1}} = C_{A_{0,2}}\,,\; \bar{t}_1 = \bar{t}_2\,,\; F_{A_{0,1}} = F_{A_{0,2}}$$

توجه: اندازه راکتور بستر شناور مهم نیست و وزن ذرات مهم است.

با توجه به نمودار ۲۶.۵ درصد تبدیل ثانویه ذرات با دو برابر شدن اندازه راکتور به صورت زیر حساب می‌شود.

$$X_B = 60\,\% \Rightarrow \frac{t}{\tau} \times 2 \Rightarrow X_B = 1 - 0.4 = 0.6 \times 100 = 60\,\%$$

توجه دارید که همان درصد تبدیل به دست آمد. درنتیجه اندازه راکتور در میزان تبدیل ذرات موثر نیست.

۲۶-۶) جامدات با اندازه غیر متغیر R=0.3 mm با گاز در یک جریان پایدار توسط یک راکتور بستر سیال با مقیاس آزمایشگاهی، با نتایج زیر واکنش می‌دهند.

$$F_0 = 10\frac{gr}{sec}\,,\; W = 1000\,gr\,,\; \bar{X}_B = 0.75$$

همچنین درصد تبدیل شدیداً نسبت به دما حساس می‌باشد به طوری که پیشنهاد می‌شود، مرحله واکنش، کنترل کننده سرعت می‌باشد. یک راکتور بستر شناور با اندازه‌های تجاری طراحی نمایید (W را بیابید) تا با دبی مقیاس متریک (ton/hr) ۴ از خوراک جامد با اندازه R=0.3 mm درصد تبدیلی معادل ٪ ۹۸ داشته باشد.

حل: در این مسئله واکنش کنترل کننده است و راکتور ما نیز از نوع بستر سیال ناپیوسته می‌باشد. و مقدار $\bar{X}_B = 0.75$ پس از نمودار ۲۶.۴ برای زمان اقامت اولیه داریم:

$$\bar{t}_1 = \frac{W}{F_0} = \frac{1000}{10} = 100\,sec$$

$$\frac{\bar{t}_1}{\tau_1} = 0.8 \rightarrow \tau_1 = \frac{100}{0.8} = 125\,sec$$

برای حالت دوم باز از شکل ۲۶.۴ داریم:

$$X_B = 0.98$$

$$\frac{\bar{t}_2}{\tau} = 8 \rightarrow \bar{t}_2 = 8\tau_1 = 8 \times 125 = 1000\,sec$$

در نتیجه دبی جرمی یا وزنی ذرات عبارتست از:

$$W = 1000\ sec \times \frac{4\ ton}{hr} = \frac{1000}{3600\ sec} \times 4\ ton = 1.12\left(\frac{ton}{hr}\right)$$

توجه: اگر اطلاعاتی درباره استکیومتری واکنش داده شده بود، آنگاه می‌توانستیم در مورد نحوه تاثیر C_{Ag} بر τ بحث کنیم.

۲۶-۷) مثال ۲۶.۳ را با اصلاحات زیر حل کنید. سینتیک واکنش را نفوذ خاکستر کنترل می‌کند با $\tau(R=100\ \mu m) = 10\ min$.

حل: از روند جواب مثال ۳ کتاب و رابطه (۲۵.۳۷) برای نفوذ لایه خاکستر داریم:

$$\bar{t} = 10\ min \begin{cases} \tau(50\ \mu m) = 2.5\ min \\ \tau(100\ \mu m) = 10\ min \\ \tau(200\ \mu m) = 40\ min \end{cases}$$

چون در این مسئله نیز مانند مثال ۲۶.۳ کتاب مقدار فراوانی را نیز داریم، پس از روابط (۱۶) و (۱۷) و (۱۸) کتاب با توجه به مدل مورد نظر استفاده می‌شود.

$$1 - \bar{X}_B = \left[\frac{1}{5}\left(\frac{2.5}{10}\right) - \frac{19}{420}\left(\frac{2.5}{10}\right)^2 + \dots\right]\frac{3}{10}$$

$$+ \left[\frac{1}{5}\left(\frac{10}{10}\right) - \frac{19}{420}\left(\frac{10}{10}\right)^2 + \frac{41}{4620}\left(\frac{10^3}{10^3}\right)^3 + \dots\right]\frac{4}{10}$$

$$+ \left[\frac{1}{5}\left(\frac{40}{10}\right) - \frac{19}{420}\left(\frac{40}{10}\right)^2 + \frac{41}{4620}\left(\frac{40}{10}\right)^3 - 0.00149\left(\frac{40}{10}\right)^4 + \dots\right]\frac{3}{10}$$

$$= 0.0141 + 0.0654 + 0.105 = 0.1845$$

در نتیجه برای ذرات با شعاع ۲۰۰ µm مقدار تبدیل خیلی پایین است، بنابراین می‌توانیم از شکل ۴ استفاده کنیم که به ما مقدار $1 - \bar{X}_B = 0.35$ را خواهد داد.

مقدار تبدیل برای مقاومت لایه خاکستر کنترل کننده به صورت زیر حاصل می‌شود:

$$\bar{X}_B = 81.5\%$$

برای حالت واکنش کنترل کننده برای مثال ۳، تبدیل به صورت زیر حاصل می‌شود:

$$\bar{X}_B = 77.8\%$$

۲۶-۸) مثال ۲۶.۴ را تکرار کنید، اگر نرخ استکیومتری گاز به جامد را دو برابر کنیم، به طوری که همان C_{A0} به راکتور تغذیه شود.

حل: در این مسئله، درحقیقت ما استوکیومتری سؤال ۲۶-۴ را برای گاز به جامد ۲ برابر می‌نماییم.

$$F_{A0}\frac{X_A}{a} = F_{B0}\frac{X_B}{b} \rightarrow \frac{F_{A0}X_A}{2} = \frac{F_{B0}X_B}{1} \rightarrow X_A = 2X_B$$

که این در صورتی صحیح است که $F_{A0} = F_{B0}$ باشد، در حالیکه در صورت سؤال به ما گفته شده خوراک ما به نسبت استکیومتری وارد می‌شود؛ یعنی حل مسئله تغییری نمی‌کند:

$$\frac{F_{A0}}{F_{B0}} = \frac{a}{b} \rightarrow X_A = X_B$$

در این حالت اگر فرض قسمت اول مسئله درست باشد و چون واکنش کنترل کننده است، جامد B می‌ماند و تمام جامد A مصرف می‌شود و نیمی از B باقی می‌ماند و حداکثر تبدیل ٪۵۰ می‌باشد.

۲۶-۹) مثال ۲۶.۴ را تکرار کنید، اگر فرض شود که گاز به صورت جریان پلاگ از راکتور عبور نماید.

حل: در مثال ما برای دو شکل زیر داشتیم:

که در اینجا رابطه مورد نظر برای غلظت متوسط لگاریتمی یا LMTD با جایگزینی در صورت مثال ۴ به صورت زیر است:

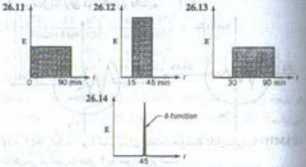
$$C_A = \frac{(C_{A_0} - C_{A_f})}{\ln\left(\frac{C_{A_0}}{C_{A_f}}\right)} = \frac{C_{A_0} - 0.1C_{A_0}}{\ln\left(\frac{C_{A_0}}{0.1\,C_{A_0}}\right)} = \frac{0.9\,C_{A_0}}{\ln 10} = 0.39\,C_{A0}$$

وزن ذرات جامد مورد نیاز نیز به صورت زیر حساب می‌شود.

$$\text{Weight of solids are needed} = \frac{23\ \text{tons}}{3.9} = 5.89\ \text{tons}$$

۲۶-۱۰ تا ۲۶-۱۴) ملاحظه می‌نمایید که فرآیند زیر برای تبدیل فیبرهای استوانه‌ای جامد به یک محصول مفید، استفاده می‌شود. فیبرها و سیال به طور پیوسته به داخل یک راکتور جریانی mixed تغذیه می‌شوند. در اینجا آنها مطابق مدل هسته سخت (Shrinkage Core Model) به طوری که مرحله واکنش کنترل کننده باشد، واکنش می‌دهند. عملکرد مورد نظر را برای این عملیات به صورت تابعی از پارامترهای وابسته و با اجتناب از شستشو (فرسایش) توسعه دهید.

سولفید هیدروژن از گاز ذغال، توسط عبور گاز از بسترهای متحرک یا ذرات اکسید آهن، حذف می‌شود. در محیط گاز، زغال (به طوری که یکنواخت ملاحظه می‌شود) جامدات از Fe_2O_3 به FeS توسط مدل‌های SCM/Reaction کنترل کننده هستند و $\tau = 1\ hr$، درصد تبدیل متعارفی اکسید آهن به سولفید آهن را بیابید. اگر RTD سولفیدها در راکتور توسط منحنی‌های E از اشکال ۲۶.۱۱ تا ۲۶.۱۴ تقریب زده شود.



حل: در این مسئله می‌بایست یک موازنه کلی حول راکتور برای واکنش زیر بنندیم.

$$A(Gas) + bB(Solid) \rightarrow Product$$

و چون حجم راکتور ثابت است، پس ضریب تخلخل $0 = \epsilon$ می‌باشد.

بنابراین از دوره کارشناسی می‌دانیم که:

$$F_{A0} - F_A = (-r_A')W$$

$$F_{A0} - F_{A0}(1 - X_A) = (-r_A')W \; ; \; -r_A' \propto \frac{\text{mol A}}{\text{kg B. sec}}$$

$$(۱) \quad F_{A0}X_A = (-r_A)W$$

از استکیومتری واکنش داریم:

$$(۲) \quad bF_{A0}X_A = F_{B0}X_B$$

بنابراین برای دبی جرمی B داریم:

$$\text{B mass flow} = \bar{F}_{B0} = M_B F_{B0} = \frac{bF_{A0}X_A}{X_B} M_B$$

پس در نتیجه:

$$(۳) \quad bF_{A0}X_A = \frac{\bar{F}_{B0}}{M_B}\bar{X}_B$$

از رابطه بالا مقدار $F_{A0}X_A$ را در رابطه (۱) قرار می‌دهیم تا جواب به صورت زیر حاصل شود.

$$\frac{\bar{F}_{B0}\bar{X}_B}{M_B b} = (-r_A')W \rightarrow \frac{W}{\bar{F}_{B0}} = \tau_s = \frac{\bar{X}_B}{M_B b(-r_A')} = \frac{\bar{X}_B}{M_B\left(-r_B'\right)}$$

۲۶-۱۱)

حل: طبق نمودار ۲۶.۱۱ برای حالتی که SCM/Reaction کنترل کننده هستند داریم:

$$1 - X_B = \left(1 - \frac{t}{\tau}\right)^3$$

از رابطه (۱۶) با $\tau = 1\ hr$ مقدار تبدیل متوسط برابرست با:

$$1 - \bar{X}_B = \int_0^1 (1 - X_B)_{part} E_{solids} dt = \int_0^1 \left(1 - \frac{t}{\tau}\right)^3 \frac{2}{3} dt$$

$$= \frac{2}{3}\int_0^1 (1 - t)^3 dt = \frac{2}{3}.\frac{1}{4} = \frac{1}{6}$$

$$\Rightarrow \bar{X}_B = 83.3\%$$

۱۲-۲۶)

حل: طبق نمودار ۲۶.۱۳ همانند سؤال ۲۶-۱۱ حل می‌شود با این تفاوت که باید ابتدا زمان اتمام واکنش را تعیین نماییم.

$$t_{end} = \frac{C_{A0}^{1-n}}{k(1-n)}$$

از روی شکل می‌دانیم که $15\ \text{min} \le t \le 45\ \text{min}$. چون کمی تاخیر زمانی برای ورود مواد به راکتور داریم، پس زمان اتمام از رابطه زیر حساب می‌شود.

$$t_{end} = 45 - 15 = 30\ \text{min} \Rightarrow E = \frac{1}{t_{end}(\text{hour})} = \frac{1}{0.5\ \text{hr}} = 2$$

بنابراین برای محاسبه درصد تبدیل از روابط فصل ۱۱، انتگرال زیر را برای حالت واکنش کنترل کننده داریم که برحسب دقیقه یا ساعت می‌توان محاسبه را به صورت زیر انجام داد:

$$1 - \bar{X}_B = \int_{t_0}^{t_{end}} \left(1 - \frac{t}{T}\right)^3 E\, dt$$

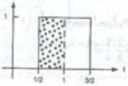
$$= \int_{\frac{15}{60}}^{\frac{30}{60}} (1-t)^3 2\, dt = \int_{15}^{30} \left(1 - \frac{t}{60}\right)^3 \frac{1}{30}\, dt = 0.156$$

بنابراین درصد تبدیل نیز به صورت زیر حاصل می‌شود.

$$\bar{X}_B = 1 - 0.156 = 0.844 = 84.4\,\%$$

۱۳-۲۶)

حل: طبق نمودار ۲۶.۱۳ برای حالتی که SCM/Reaction کنترل کننده هستند داریم:



$$1 - X_B = \left(1 - \frac{t}{\tau}\right)^3$$

با توجه به شکل، زمان اتمام واکنش t=60 sec=1 min است، پس حد بالای انتگرال در رابطه زیر ۱ است:

$$1 - \bar{X}_B = \int_{\frac{1}{2}}^{1.0} (1-t)^3(1)dt = -\frac{(1-t)^4}{4}\Bigg|_{\frac{1}{2}}^{1} \quad (1)$$

$$= \left[\frac{1}{256} - 0\right] = 0.0039$$

$$\Rightarrow \bar{X}_B = 99.6\,\%$$

۱۴-۲۶)

حل: طبق نمودار ۲۶.۱۴ این سؤال نیز مانند سایر مسائل به راحتی حل می‌شود ما در اینجا یک پیک یا قله داریم که در حقیقت یک تابع ضربه یا δ (دلتای کوچک) دیراک می‌باشد که از درس معادلات دیفرانسیل دوره کارشناسی به خوبی با آن آشنا هستیم و طبق رابطه (۱۹) فصل ۱۱ داریم:

$$\int_0^{\infty} \delta(t - t_0) f(t) dt = f(t_0)$$

$$1 - \bar{X}_B = \int_{t_0}^{t_{end}} \left(1 - \frac{t}{T}\right)^3 E\, dt$$

$$= \int_0^{T=60} \left(1 - \frac{t}{60}\right)^3 \delta(t - 45) dt = \left(1 - \frac{t}{60}\right)^3 |t = 45 = 0.016$$

بنابراین درصد تبدیل نیز به صورت زیر حاصل می‌شود:

$$\bar{X}_B = 0.98 = 98\,\%$$

جداول علائم اختصاری:

در این قسمت تعدادی از نمادهای ضروری که در بخش‌های مختلف این کتاب استفاده شده‌اند، را به ترتیب حروف الفبای لاتین گردآوری کرده‌ایم، که به صورت واحدهای SI تعریف شده اند.

جدول نمادهای لاتین :

فصل	واحد	تعریف	علامت
۲۳	$(\frac{m^2}{m^3})$	سطح ویژه در واحد حجم	a
		ضریب استکیومتری	a,b,...,r,s
	m^2	سطح مقطع	A
		واکنش دهنده‌ها	A,B,...
	$(\frac{mol}{m^3})$	غلظت	C
	m	قطر	d
۱۳	$(\frac{m^2}{sec})$	ضریب پراکندگی – نفوذ	D
۱۵ و ۱۶		انتگرال نمایی	ei(x)
۲۳ و ۱۵ و ۱۱		ضریب تاثیر انتقال جرم با واکنش – تابع توزیع زمان اقامت برای ورودی پالسی – RTD برای مدل جابجایی	E
۱۳		RTD برای مدل پراکندگی	$E_{oo}, E_{oc}, E_{co}, E_{cc}$
	$(\frac{kg}{sec})$	دبی مولی خوراک	F
۱۱و ۱۲		تابع خروجی پله ای	F
	m	ارتفاع برج جذب	h
۲۳ و ۲۴	$(\frac{Pa \cdot m^3}{mol})$	ثابت هنری	H
	$\left(\frac{mol}{m^3}\right)^{1-n} sec^{-1}$	ثابت سرعت واکنش	K
۲۵	m	نصف ضخامت صفحه	L
۱۱	$(\frac{kg}{sec})$	دبی جرمی	m
۱۱	kg	جرم	M
		مرتبه واکنش	n
		مول جزئی A	N_A
۱۴		تعداد راکتور mixed	N

فصل	واحد	تعریف	علامت
۲۳ و ۲۴	Pa	فشار جزء A [illegible]	P_A
	Pa	فشار جزئی گاز A	$p_A^* = H_A C_A$
۱۱ و ۱۲ و ۱۷	$(\frac{mol}{m^3 \cdot sec})$	سرعت واکنش	r, r', r'', r'''
۲۵	m	شعاع بحرانی	r_c
	m	شعاع ذره	R
		محصولات واکنش	R,S,...
۲۴ و ۲۵	$8.314\ (\frac{J}{mol.K})$	ثابت گازها	R
	(m^2)	سطح	S
	sec	زمان	t
	sec	متوسط زمان اقامت	$\bar{t} = \frac{V}{v}$
	K or °C	دما	T
	$(\frac{m^3}{sec})$	دبی حجمی	v
	m^3	حجم	V
۲۶	kg	جرم جامدات در راکتور	W
		درصد تبدیل	$X_A = \frac{C_A}{C}$

جدول نمادهای یونانی :

فصل	واحد	تعریف	علامت
۱۳	(sec^{-1})	تابع دلتای دیراک -پالسی	δ
		ضریب انبساط راکتور	ε_A
		میزان تخلخل	ε
۱۳		زمان بی بعد	$\theta = \frac{t}{\bar{t}}$
	$(\frac{kg}{m.sec})$	ویسکوزیته	μ
	Pa	فشار کل	π
	$(\frac{mol}{m^3})$	دانسیته مولی	ρ
۱۳	(sec^2)	واریانس تابع توزیع ردیاب	σ^2
	(sec)	زمان تبدیل کامل ذره	τ

جدول مخفف‌ها:

فصل	واحد	تعریف	علامت
۲۵		راکتور بستر شناور	BFB
		راکتور ناپیوسته	BR
۱۵		راکتور جریانی mixed	MFR
	$(\frac{kg}{mol})$	وزن مولکولی	MW
		راکتور جریانی پلاگ	PFR
۱۱		توزیع زمان اقامت	RTD
۲۵		مدل هسته واکنش نداده	SCM

جدول زیر نویس‌ها (اندیس‌ها) و بالا نویس‌ها (توان‌ها) :

h	batch	P	Plug Flow
c	core	r	reactor - reaction
d	dead volume	s	Solid-catalyst
f	final	0	reference
g	gas	θ	زمان بی بعد
i	Initial(Entering)	a,b,...	درجه واکنش
L	Liquid	n	مرتبه واکنش
m	mixed flow	0	حالت استاندارد

جدول گروه‌های بدون بعد :

فصل	تعریف	رابطه
۱۳	عدد پراکندگی ظرف	$\frac{D}{uL}$
۱۳	شدت پراکندگی	$\frac{D}{ud}$
۱۴	مدول هتا (Hatta Modulus)	M_H
	عدد بدون بعد رینولدز	$Re = \frac{\rho u d}{\mu}$
	عدد بدون بعد اشمیت	$Sc = \frac{\mu}{\rho D}$